

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA

Y MANUFACTURERA



“ Metodología Aplicada para la Evaluación de Ampliaciones de Plantas de Concentración de Gases Asociados a Procesos de Craqueo Catalítico Fluído ”

T E S I S

PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUIMICO

JUAN CARLOS ROMANI BRAVO

LIMA • PERU • 1990

"A MIS QUERIDOS PADRES, HERMANOS
Y PROFESORES QUE HICIERON POSIBLE
MI GRADUACION PROFESIONAL"

INDICE

INTRODUCCION

NOMENCLATURA

CAPITULO 1.	PROCESO DE RECUPERACION DE GASES	1
	1.1 UBICACION	
	1.2 UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO	
	1.3 UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES	
CAPITULO 2.	METODO DE EVALUACION DE EQUIPOS E INSTRUMENTOS PARA AMPLIACIONES DE CARGA A PLANTAS DE RECUPERACION DE GASES.	7
	2.1 ESTRATEGIA	
	2.2 PROPIEDADES TERMODINAMICAS (PROGRAMA NGPA)	
	2.3 COLUMNAS DE DESTILACION (PROGRAMA WHENDI)	
	2.4 ABSORBEDORES/AGOTADORES (PROGRAMA STAB)	
	2.5 STRIPPER-REBOILER	
	2.6 CONDICIONES DE INUNDACION DE COLUMNAS	
	2.7 INTERCAMBIADORES	
	2.8 EVALUACION DE RECIPIENTES	
	2.9 BOMBAS	
	2.10 COMPRESORES	
	2.11 VALVULAS DE CONTROL	
	2.12 MEDIDORES DE ORIFICIO	

CAPITULO 3.	UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES DE REFINERIA LA PAMPILLA,	58
	3.1 ANTECEDENTES	
	3.2 DESCRIPCION DEL PROCESO	
	3.3 ESPECIFICACIONES DE DISEÑO ORIGINAL UOP (6670 BPD)	
CAPITULO 4.	EVALUACION DE LA UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES DE REFINERIA LA PAMPILLA PARA LA AMPLIACION DE LA UCCF A 8000 BPD.	68
	4.1 BASES DE DISEÑO	
	4.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA Y RESULTADOS GENERALES	
	4.3 COSTOS	
	4.4 ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS E INS- TRUMENTOS	
CAPITULO 5.	EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO INTE- GRAL DE AMPLIACION DE LA UCCF A 8000 BPD.	122
	5.1 BASES	
	5.2 CALCULO DEL AHORRO	
	5.3 EVALUACION ECONOMICA	
	5.4 SENSIBILIDAD	
CAPITULO 6.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	127
	6.1 CONCLUSIONES	
	6.2 RECOMENDACIONES	
DIAGRAMAS.		130
ANEXOS.		146
GLOSARIO.		158
BIBLIOGRAFIA.		159

NOMENCLATURA

A_e	=	factor de absorción de la columna
A_F	=	factor de absorción para el plato de alimentación (M)
A_m	=	constante promedio de la ecuación de estado
A_N	=	área neta de burbujeo, pie^2
B	=	Moles/hr de producto de fondo
B_m	=	constante promedio de la ecuación de estado
CFS	=	caudal de vapor pie^3/seg
d	=	diámetro interno de la línea, pulg.
D	=	diámetro pulg. o pies
F	=	moles/hr. de carga
F_a	=	factor de área
F_L	=	pérdidas de ajuste en compresores impulsados por motor
Fr	=	factor del número de Reynolds
g	=	$32.2 \text{ pie}/\text{seg}^2$
G	=	Sp. Gr. del gas (aire = 1.0)
$G.E.$	=	gravedad específica del líquido
G_r	=	Sp. Gr. del líquido a la temperatura de flujo
GPM	=	flujo líquido, gal/min
H	=	"head" en pies de líquido
H_B	=	entalpía de la corriente B
H_D	=	entalpía de la corriente D
H_r	=	pérdida por fricción en la línea de succión
H_F	=	entalpía de la corriente F

H_{L1}	=	entalpía de la corriente L_1
H_p	=	presión absoluta del fluido en la fuente de succión
H_{vp}	=	presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo
h_w	=	rango diferencial (pulg. H_2O)
H_z	=	altura de líquido sobre o debajo la succión de la bomba
I	=	constante principal del medidor
K_i	=	constantes de equilibrio vapor-líquido
L	=	longitud equivalente de la línea, pies
L_o	=	factor de pérdida
L_f	=	moles/hr. de líquido en F
L_j	=	razón de flujo líquido desde una etapa a otra adyacente
LM	=	moles/hr
$LONG$	=	longitud del vertedero, pies
M	=	número de platos
N_m	=	Lb mol/hr. de gas
P	=	presión
Δp	=	presión que debe vencer la bomba, psi
P_B	=	presión en el fondo de la columna
P_{c1}	=	presión crítica del componente 1
P_F	=	presión de la alimentación
P_M	=	presión en el plato M (aprox. - P)
P_T	=	presión en el tope de la columna
P_1	=	presión absoluta de entrada (psia)
P_2	=	presión absoluta de salida (psia)

Q	=	gpm de líquido
Q _r	=	flujo máximo volumétrico (ft ³ /hr)
Q máx	=	flujo máximo de operación
Q min	=	flujo mínimo de operación
Q _R	=	carga calórica en el reboiler (BTU/hr)
r	=	factor de controlabilidad
R	=	constante universal de los gases, 1.104 cal/mol °R, 1.987 BTU/mol-lb °R
S _o	=	factor de stripping para la etapa del reboiler (0)
S _e	=	factor de stripping de la columna
Sp.Br.	=	gravedad específica del fluido bombeado
T	=	temperatura, °R, °F
T _B	=	temperatura de burbuja en B
T _D	=	temperatura de punto de rocío en D
T _F	=	temperatura de la alimentación
T _j	=	temperatura de la etapa en equilibrio
T _M	=	temperatura en el plato M
T _{r1}	=	temperatura reducida del componente 1
T ₁	=	temperatura de succión, °R
V	=	volumen molar (ml/lb mol)
\bar{V}	=	volumen específico del gas, cf/lb ($\bar{V} = 1/\rho$)
V _o	=	moles/hr. de vapor que sale del reboiler e ingresa al fondo de la columna
V _F	=	moles/hr. de vapor en F
V _j	=	razón de flujo de vapor desde una etapa a otra adyacente
V _t	=	velocidad terminal, pie/seg
w	=	factor acéntrico

W	=	lb/hr de gas
W_n	=	flujo máximo, lb/hr
X_i	=	fracción molar del componente i en la fase líquida
$(X_i)_B$	=	moles/hr. de componente en B
$(X_i)_F$	=	composición del líquido en F
$X_{i,j}$	=	fracciones molares de equilibrio en el líquido
$(X_i)_M$	=	composición de la corriente líquida que sale del plato M
Y_i	=	fracción molar del componente i en la fase vapor
$(Y_i)_D$	=	moles/hr. de componente en D
$(Y_i)_F$	=	composición del vapor en F
$Y_{i,j}$	=	fracciones molares de equilibrio en el vapor
$(Y_i)_{Vo}$	=	composición del vapor que sale del rebolier es ingresa a la columna en el plato 1
Z	=	factor de compresibilidad en la fase vapor
$(Z_i)_F$	=	composición de la alimentación
Z_1	=	compresibilidad, basada en condiciones de succión
β	=	relación de diámetros, d/D
γ_i	=	coeficiente de actividad del componente en la fase líquida
γ_F	=	peso específico del fluido, lb/ft ³
σ_i	=	parámetro de solubilidad (cal/ml) ^{1/2}
σ_m	=	parámetro de solubilidad promedio
ρ	=	densidad de líquido lb/cf
ρ_c	=	densidad de la fase continua, lb/pie
ρ_d	=	densidad de la gota o burbuja, lb/pie
ρ_L	=	densidad del líquido, lb/pie ³

ρ_v	=	densidad del vapor, lb/pie ³
ϕ_i	=	coeficiente de fugacidad del componente 1 en la fase vapor
ϕ_{AX}	=	fracción de la especie en el vapor entrante que no es agotado
ϕ_{SX}	=	fracción de la especie en el líquido entrante que no es agotado
μ	=	viscosidad, cp, lb/pie x seg., lbf - sec/ft ²
γ_i	=	coeficiente de fugacidad del componente 1 como líquido puro

INTRODUCCION

En refinerías, la expresión "destilados ligeros" (light ends) generalmente significa cualquier componente discreto más ligero que el heptano, que puede ser identificado por un nombre. Esto incluye desde hidrógeno hasta hexanos. Una definición más limitada considera sólo al propano y butano líquidos como "terminales ligeros", pues en muchas refinerías el etano y los más ligeros son usados como gas combustible, y los pentanos y hexanos son combinados directamente en gasolina. Existen muchas razones para la recuperación de fracciones ligeras, estando las mismas dictadas por la configuración del proceso y la economía de la refinería en cuestión.

Conforme transcurre el tiempo y se desarrolla la sociedad y la industria misma del petróleo, crece la demanda de productos de refinería con especificaciones cada vez más exigentes. Se van desarrollando nuevos procesos para mejorar el octanaje de la gasolina y poder satisfacer los requerimientos de los motores de diseño más sofisticado. El desarrollo de la industria petroquímica, basado en el suministro de hidrocarburos ligeros, exige asimismo un aumento de producción y mejoramiento de calidad de los productos de refinería.

Podemos apreciar entonces razones suficientes que justifican la especial atención que se brinda a las plantas de concentración de gases (recuperación de destilados ligeros) en el contexto general del funcionamiento de una refinería de petróleo.

El trabajo de tesis que a continuación se presenta, resulta de la participación del suscrito en la evaluación de la Unidad de Concentración de Gases de Refinería La Pampilla Para la ampliación de la carga a la Unidad de Craqueo

Catalítico Fluido (UCCF), comprendida en el Diseño Básico del Proyecto de Ampliación de la UCCF a 8000 Barriles/Día. La Empresa Petróleos del Perú dió las facilidades necesarias para la realización del mismo en sus instalaciones, bajo la dirección de un Ingeniero de Diseño.

Se pretende con esta tesis presentar la metodología empleada en la evaluación de ampliaciones de capacidad de plantas existentes ("revamps") de concentración de gases, asociadas a procesos de craqueo catalítico fluido. Se describe la estrategia empleada y los procedimientos de cálculo mecanizados y manuales utilizados, que implicaron la revisión de una amplitud de conceptos de Ingeniería Química.

Los resultados obtenidos en este trabajo se tradujeron en recomendaciones y especificaciones de los equipos existentes y nuevos a utilizar para la carga ampliada a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido.

CAPITULO 1

PROCESO DE RECUPERACION DE GASES

1.1 UBICACION

Entre los posibles procesos previos con los que puede estar conectada una Unidad de Recuperación de Gases, tal vez el más importante es el realizado en una Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (ver Diagrama No. 1). La Fraccionadora de esta Unidad, que recibe como alimentación el efluente del Reactor, está normalmente **diseñada** para dar productos en el siguiente orden:

Productos de tope : nafta catalitica + ligeros

LCO : aceite ciclico ligero

HCO : aceite ciclico pesado

- Aceite clarificado

- Corriente de fondos

La corriente de productos de tope se separa posteriormente en vapor y liquido, estando sus composiciones determinadas por la temperatura y presión a las cuales ocurre la condensación parcial de equilibrio. La corriente de vapor resultante es comprimida a un nivel de presión adecuado para la recuperación de destilados ligeros y es recombinada con la corriente liquida de tope, enfriada y alimentada a las columnas de la Unidad de Recuperación o Concentración de Gases.

1.2 UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO

1.2.1 Introducción

La Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC) es un proceso para producir más y mejor gasolina (alto octanaje). El craqueo catalítico se practica principalmente sobre los gasóleos ligeros y pesados provenientes de columnas de destilación al vacío, realizándose eventualmente sobre gasóleos atmosféricos y diesel. Este proceso se ha desarrollado por tener altos rendimientos económicos, al disminuir la cantidad de gasóleos obtenidos por procedimientos primarios. De estos gasóleos se logra del 50% al 70% de gasolina entre 92 y 88 octanos, así como el 15 a 25% de GLP y 6% de gas combustible en forma aproximada, dependiendo estos rendimientos del catalizador que se use, del tipo de carga y la severidad con que se opere la Unidad.

En la actualidad el 80% de los procesos de craqueo ~~se~~ representado por el catalítico fluido. Se emplean 2 tipos de catalizadores: amorfos y cristalinos. El tamaño de las partículas de catalizador varía de 3 a 4 mm. para los de lecho móvil y de 2 a 400 micrones (milésima parte de m.m) para unidades de lecho fluido.

1.2.2 Fundamento Teórico

Los gasóleos están compuestos por moléculas pesadas de hidrocarburos que pueden ser parafinas, olefinas, nafténicos y aromáticos. Las series parafínicas y olefínicas son las más deseables para el cracking, por ser más susceptibles a craquearse. Las olefinas se craquean más rápido y a menores temperaturas que las parafinas correspondientes; pueden

también convertirse en naftenos por ciclización directa sin pérdida de hidrógeno, en cicloolefinas o en aromáticos.

Hydrocarburos Nafténicos. En presencia de sílice-alumina experimentan deshidrogenación y ruptura de sus anillos a temperaturas aproximadas de 650 °F. La velocidad de craqueo parece depender más de sus pesos moleculares que de su estructura. Los hidrocarburos nafténicos a partir del nonano y decano producen gran cantidad de hidrocarburos aromáticos y por lo tanto dan gasolina de alto número de octano. Los naftenos con 6 átomos del carbono en el anillo y con cadenas laterales se convierten en aromáticos por desalquilación y deshidrogenación en ese orden. Los grupos alquílicos de elevado peso molecular sufren ulteriores reacciones secundarias que conducen a la formación de parafinas y olefinas. Los hidrocarburos aromáticos son relativamente inertes al craqueo catalítico. Se caracterizan también por la disociación de las cadenas laterales sin ruptura del anillo.

1.2.3 Catalizadores

El catalizador promueve las reacciones del cracking, aumenta las vibraciones intermoleculares logrando su ruptura, combinación y modificación de su estructura.

Los catalizadores actualmente usados en unidades de craqueo han tenido un desarrollo tecnológico desde su inicio como arcilla natural hasta los catalizadores completamente sintéticos catalíticamente superiores y que tienen propiedades físicas que hacen que se comporten más adecuadamente a las características de los diseños de los procesos donde son utilizados.

En forma general diremos que existen catalizadores sintéticos de baja alúmina, alta alúmina y catalizadores zeolíticos.

En la tabla siguiente se muestran las propiedades químicas y físicas de los principales catalizadores usados en la industria.

PROPIEDADES QUIMICAS	CATALIZADORES F.C.C.				
	AMORFOS		CRISTALINOS (ZEOLITICOS)		
	BAJA ALUMINA	ALTA ALUMINA	XZ-25	XZ-36	TS-150
Al_2O_3	12-14%	22-27%	31	36	15
Na_2O	0.03	0.04	0.07	0.08	0.08
Si_4	0.3	0.6	0.4	0.4	0.3
Fe	0.03	0.03	0.05	0.07	0.20
PROPIEDADES FISICAS					
Area superficial, $m^2/gr.$	580	415	335	270	575
Volumen de poros, cc/gr.	0.77	0.88	0.60	0.55	0.60
Densidad aparente promed. gr/cc	0.43	0.39	0.52	0.55	0.51
% conversión	50.0	58.0	84	88-89	-

1.2.4 Parámetros de Conversión y Carga

$$\% \text{ conversión} = 100 \left(1 - \frac{\text{BPD de producción de cíclicos}}{\text{BPD de carga fresca}} \right)$$

Es la relación de los productos que condensan a menos de 430 °F y de los que condensan a más. O también se define como el

porcentaje en volumen de "carga fresca" transformada en gasolina (de punto de ebullición 430° F) y productos más ligeros.

Relación de carga combinada = R.C.C. = $1 + \frac{\text{BPD de reciclo total}}{\text{BPD de carga fresca}}$

La mezcla de carga fresca y cíclicos más catalizador se denomina carga combinada (C.C.).

La cantidad que recircula es previamente determinada y se define como relación de carga combinada (R.C.C.).

1.3 UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES

El primer paso en el proceso de concentración de gases es la separación del GAS SECO no condensable, de tal manera que los componentes más pesados puedan fraccionarse convencionalmente. Un sistema Absorbedor-Stripper es usado para esta separación primaria (ver Diagrama No. 2).

El gas liberado en el Acumulador de alta presión va al fondo del Absorbedor Primario, en contracorriente con la gasolina de cracking no estabilizada que entra por el tope. Esta gasolina absorbe prácticamente todo el butano y la mayor parte del propano del gas del Acumulador de alta presión, luego ingresa al fondo del Absorbedor de Esponja, donde el propano que aún arrastra el gas puede ser recuperado por el LCO, saliendo por el tope. El gas que sale de este Absorbedor es gas seco. El aceite "rico" del fondo del Absorbedor de Esponja vuelve a la fraccionadora como reflujo de tope al plato No. 8, ligeramente más abajo que el reflujo de gasolina.

La absorción no es una operación tan selectiva, de tal modo que el "aceite rico" contiene además de propano y butano, etano e hidrógeno que no son deseables. Esta absorción indeseable puede ser controlada variando la temperatura y presión.

La gasolina del fondo del Acumulador de alta presión pasa a un agotador (Stripper) donde se eliminan los ligeros que vuelven al Acumulador. La gasolina agotada pasa a la Debutanizadora donde se estabiliza para enviarla a la Unidad Mérox. El producto del tope compuesto por propano y butano, previo lavado con soda y agua para eliminar los sulfhídricos que aún arrastra, es enviado a la Depropanizadora y Secadora donde se fracciona para producir propano y butano puros o mezclados, de acuerdo a requerimientos.

CAPITULO 2

METODO DE EVALUACION DE EQUIPOS E INSTRUMENTOS PARA AMPLIACIONES DE CARGA A PLANTAS DE RECUPERACION DE GASES

2.1 ESTRATEGIA

La recuperación de gases consiste básicamente de un sistema de absorbedores, agotadores (strippers) y columnas de destilación, los cuales, recibiendo la carga de tope de la Fraccionadora de la U.C.C.F., permiten obtener como productos principales: gasolina estabilizada, butano líquido y gases licuados de petróleo (GLP).

Siendo los componentes fundamentales del sistema de recuperación las columnas tanto de absorción/"stripping" como de destilación, resulta conveniente para el diseño del sistema, así como para la evaluación de su funcionamiento, disponer de confiables procedimientos de cálculo de dichos equipos de proceso.

Las Fraccionadoras de destilados de petróleo son idénticas en su apariencia al modelo clásico estudiado en aulas. Están equipadas con condensadores y rehervidores y procesan generalmente una alimentación en dos o, a lo más tres productos. La alimentación ingresa a la columna en un plato intermedio, de manera que hay siempre una sección de despojamiento bajo el plato de alimentación y una zona de rectificación sobre el mismo. Desafortunadamente la similitud termina aquí. Inclusive cuando se estudia de modo introductorio la destilación de mezclas multicomponentes, las mezclas estudiadas corresponden generalmente a hidrocarburos bastantes ligeros, principalmente porque de éstos puede hallarse en la literatura suficiente y confiable

cantidad de datos termodinámicos con los cuales demostrar los procedimientos de cálculo.

Lo mismo se puede decir de las columnas de absorción y "stripping" cuando se trata de mezclas multicomponentes de hidrocarburos. Como se podrá apreciar más adelante, el procedimiento riguroso de cálculo de los equipos mencionados, cuando se trata con mezclas multicomponentes de hidrocarburos ligeros, necesita de tal cantidad de cálculos iterativos y de métodos confiables de determinación de las propiedades termodinámicas implicadas, que un cálculo manual de los mismos resulta poco práctico. La mecanización de estos procedimientos con el uso de computadora permite hoy en día diseñar y/o evaluar el funcionamiento de columnas de fraccionamiento, absorción y "stripping" con un margen bastante amplio de confiabilidad.

La estrategia desarrollada para el cálculo del balance de materia y energía y evaluación posterior de los equipos de proceso e instrumentos, en el diseño de ampliaciones de capacidad de Plantas de Concentración de Gases asociadas a procesos de craqueo catalítico fluido, se resume en los siguientes pasos:

1. Recopilación de procedimientos confiables de cálculo de propiedades físicas y termodinámicas de hidrocarburos y pseudocomponentes, así como de no-hidrocarburos eventualmente presentes en los productos de refinería.
2. Recopilación de los procedimientos mecanizados disponibles para el cálculo de balance de materia y energía en columnas de destilación, absorbedores y agotadores para el caso de mezclas multicomponentes de hidrocarburos.

3. Recopilación de procedimientos mecanizados para el cálculo de separaciones de equilibrio ("flash") en recipientes.

4. En el caso de separaciones complejas, para las cuales no exista un procedimiento mecanizado desarrollado, diseñar un método de cálculo manual en base a las ecuaciones fundamentales de equilibrio vapor líquido y de balance de materia y energía.

5. Recopilación de procedimientos confiables de cálculo de inundación de columnas, velocidades críticas y tiempos de residencia en recipientes, capacidades de bombas y compresores, y de evaluación de válvulas de control y medidores de orificio presentes en Unidades de Concentración de Gases.

6. Aplicación de los procedimientos recopilados y/o diseñados para la separación en columnas, al caso del diseño original de la Unidad de Concentración de Gases, a fin de determinar las relaciones de refujo y eficiencia de los platos de separación que fueron usados por el fabricante de la Unidad, y que permitieron obtener la recuperación de productos especificada en los documentos originales de diseño.

7. Una vez definidos los parámetros anteriormente mencionados, y con las Bases de Diseño conocidas para la ampliación, realizar el cálculo de balance de materia y energía a toda la Unidad de Concentración de Gases para la nueva carga a la U.C.C.F.

8. Una vez concluido el balance de materia y energía a toda la Unidad, y con la información disponible de las

dimensiones, capacidades y estructura interna de los equipos e instrumentos, evaluar las condiciones de inundación de las columnas, cargas calóricas de los intercambiadores, velocidades críticas y tiempos de residencia en los recipientes, capacidades de las bombas y compresores, y los requerimientos de apertura de las válvulas de control y rango del diferencial para los medidores de orificio, para las condiciones de la ampliación.

9. Determinar y especificar los equipos, instrumentos y líneas adicionales requeridos.

2.2 PROPIEDADES TERMODINAMICAS (PROGRAMA NGPA)

El programa de la Natural Gas Processors Association determina las constantes de equilibrio vapor-liquido y las entalpías de los hidrocarburos. Puede además calcular las propiedades físicas y termodinámicas para el caso de pseudo-componentes. Emplea el método de Chao-Seader para la evaluación de las propiedades, aunque puede usar también el método de Grayson-Streed, el cual es útil para rangos de temperatura y presión mayores que el propuesto por Chao-Seader.

En términos generales podemos decir que el programa realiza todos los cálculos siguientes:

- Cálculo de las Constantes de Equilibrio Vapor-Líquido
- Cálculo de Equilibrio Vapor-Líquido
- Cálculo de Entalpías.
- Determinación de las propiedades físicas y termodinámicas de los pseudo componentes.

Se ha desarrollado en el programa un banco de propiedades físicas y termodinámicas de 60 componentes puros, pudiendo procesar un máximo de 100 componentes en la mezcla.

El método para el desarrollo de las correlaciones vapor-líquido tiene la bondad de ser bastante general, pudiéndose aplicar a hidrocarburos: parafínicos, olefínicos, nafténicos y aromáticos, como así no-hidrocarburos: O₂, CO₂, CO, H₂S, SO₂, NH₃ y a mezclas que contengan hidrógeno.

1. Constantes de equilibrio vapor-líquido

El método de Chao-Seader usa para este efecto la ecuación

$$K_i = \frac{\gamma_i \times \gamma_i^l}{\phi_i} = \frac{Y_i}{X_i} \quad (1)$$

donde

γ_i = coeficiente de fugacidad del componente i como líquido puro

γ_i^l = coeficiente de actividad del componente i en la fase líquida

ϕ_i = coeficiente de fugacidad del componente i en la fase vapor

1.1 El coeficiente de fugacidad del componente i como líquido puro se evalúa a partir del principio de los estados correspondientes modificado por Pitzer:

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^{(0)} + w \ln \gamma_i^{(1)} \quad (2)$$

donde:

w = factor acéntrico, y

$\gamma_i^{(0)}, \gamma_i^{(1)}$ = factores dependientes solo de las temperaturas y presiones reducidas.

1.2 El coeficiente de actividad del componente i en la fase líquida, considerando a las mezclas líquidas hidrocarburos como soluciones regulares, puede evaluarse mediante la expresión propuesta por Hildebrand:

$$\ln \gamma_i = \frac{V_i (\delta_i - \delta_m)^2}{RT} \quad (3)$$

donde:

T = temperatura (oR)

R = constante universal de los gases (1.104 cal/mol oR)

V = volumen molar (ml/lb mol)

δ_i = parámetro de solubilidad, (cal/ml)^{1/2}

δ_m = parámetro de solubilidad promedio

El valor f_m puede ser evaluado directamente en el caso de cálculos de punto de burbuja donde se conoce la composición de la fase líquida por:

$$f_m = \frac{\sum x_i v_i d_i}{\sum x_i v_i} \quad (3A)$$

Los valores de v_i y d_i son alimentados como entrada al programa, siendo x_i la fracción molar del componente i en la fase líquida.

1.3 Para el coeficiente de fugacidad del componente i en la fase vapor se emplea la ecuación de estado de Redlich-Kwong, que requiere de dos constantes para cada componente, las cuales dependen de la temperatura y presión críticas.

La ecuación inicial es:

$$Z = \frac{1}{1-h} - \frac{A_m \times h}{B(1+h)} \quad (4)$$

$$h = \frac{B_m \times P}{Z} \quad (4A)$$

donde:

Z = factor de compresibilidad de la fase vapor

P = presión

A_m, B_m = constantes promedio de la ecuación de estado, que se calculan con:

$$A_m = \sum Y_i A_i \quad (4B)$$

$$B_m = \sum Y_i B_i \quad (4C)$$

Y_i = fracción molar del componente i en la fase vapor

$$A_i = \left(\frac{0.4278}{P_{c_i} \times T_{r_i}^{2.5}} \right)^{0.5} \quad (4D)$$

$$B_i = \frac{0.0867}{P_{c_i} \times T_{r_i}} \quad (4E)$$

P_{c_i} = presión crítica del componente i

T_{r_i} = temperatura reducida del componente i

La ecuación resultante en Z se resuelve y se elige la raíz positiva más grande, con la cual evaluarse ϕ_i mediante:

$$\ln \phi_i = (z-1) \frac{B_i}{B_m} - \ln(z - B_m P) - \frac{A_m^2}{B_m} \left(z \frac{A_i}{A_m} - \frac{B_i}{B_m} \right) \ln(1+h)$$

De todas las opciones de cálculo que permite el programa, se han usado para el presente trabajo las siguientes:

- a) Cálculo flash a presión y temperatura determinadas.
- b) Cálculo de puntos de burbuja y de rocío conociéndose la presión o temperatura.
- c) Obtención de constantes para las ecuaciones polinómicas de valores K y entalpías de vapor y líquido.

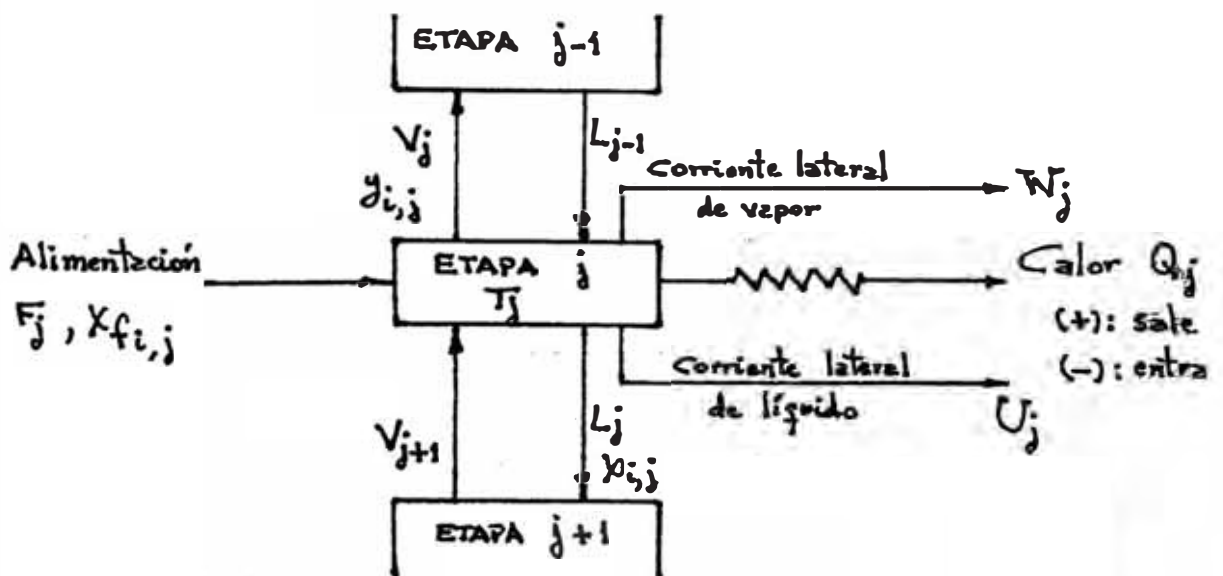
2.3 COLUMNAS DE DESTILACION (PROGRAMA WHENDI)

Este programa mecaniza el cálculo de columnas de destilación de sistemas multicomponentes por el método de Thiele-Geddes, en el cual son especificados el número de etapas teóricas, la localización del plato de alimentación y la relación de reflujo externo, conjuntamente con la fracción de la alimentación total que va ser extraída como destilado neto. El programa calcula la separación de cada componente en cada plato de la columna.

El método implica tediosos cálculos iterativos, resultando no obstante el que menos dificultades de convergencia presenta respecto a otras aproximaciones. WHENDI realiza los cálculos del método Thiele-Geddes usando una formulación

matricial aplicada originalmente por Arundson y Pontinen y posteriormente extendida y refinada por Wang y Henke. Se realiza un riguroso balance de materia y energía alrededor de cada etapa teórica.

La formulación matemática basada en el modelo de etapa teórica se muestra en la figura siguiente:



Cada etapa interior puede aceptar una corriente de alimentación y producir una corriente lateral de vapor o una de líquido. Se puede transferir calor hacia o desde una etapa interior. Las ecuaciones que gobiernan cada etapa, consisten de:

1. Balances de materia globales,
2. Balances de materia por componente,
3. Relaciones de equilibrio por componente en términos de valores K_i ,

4. Sumas de fracciones molares (vapor o liquido)

5. Balances de calor

Así, para cada etapa, con la alimentación completamente especificada, con la razón de transferencia de calor (si la hubiera) especificada, y con las razones de flujo total de las corrientes laterales de vapor y/o liquido (si las hay) especificadas, existen $3 + 2C$ ecuaciones, donde C es el número de especies químicas, en $3 + 2C$ incógnitas:

$X_{i,j}$ = fracciones molares de equilibrio en el liquido

$Y_{i,j}$ = fracciones molares de equilibrio en el vapor

L_j = razón de flujo liquido desde una etapa a otra adyacente

V_j = razón de flujo de vapor desde una etapa a otra adyacente

T_j = temperatura de la etapa en equilibrio

donde i se refiere a la especie química, $i = 1$ hasta C , y j se refiere al número de la etapa, $j = 1$ hasta N .

Las ecuaciones para las etapas de hervidor y condensador pueden diferir de aquellas para las etapas internas.

La combinación de los 3 primeros tipos de ecuaciones gobernantes produce un conjunto de C ecuaciones matriciales algebraicas no-lineales, las cuales son linearizadas usando valores asumidos de V_j y T_j y luego resueltas para las

fracciones molares en fase líquida, X_{ij} . En general, la suma de fracciones molares no suma 1.0 y son por lo tanto normalizadas. Se computa un nuevo conjunto de temperaturas de etapa, T_j , a partir de las relaciones de equilibrio por componente en la forma de ecuaciones de puntos de burbuja. Se computa luego un nuevo conjunto de valores V_j a partir de las ecuaciones de balance de calor.

El procedimiento completo se repite hasta que las diferencias entre conjuntos sucesivos de temperaturas de etapa computados satisfaga el criterio de convergencia global:

$$\sum_{j=1}^N (\Delta T_j)^2 \leq 0.01N$$

Los valores K son computados para cada especie química a partir del polinomio cúbico:

$$K_{i,j} = \alpha_i + \beta_i T_j + \gamma_i T_j^2 + \delta_i T_j^3$$

Los valores de entalpía de vapor y líquido para cada corriente se computan de:

$$h = \sum_{i=1}^c h_i X_i$$

donde: $h_i = a_i + b_i T + c_i T^2$

y de $H = \sum_{i=1}^c H_i Y_i$

donde: $H_i = A_i + B_i T + C_i T^2$

Los parámetros de estas ecuaciones son obtenidos del programa NGPA para el rango de temperaturas de operación de la columna, y alimentados como datos de entrada a WHENDI.

El programa puede proporcionar adicionalmente cálculos hidráulicos para cada etapa, consistentes en la densidad de líquido y vapor en lb/pie³ y los flujos de líquido en gal/min y de vapor en pie³/seg, corregidas a las condiciones existentes en cada etapa.

DATOS NECESARIOS AL WHENDI

- Punto de burbuja o de rocío de la alimentación, si es líquido o vapor respectivamente (°F). El programa solo trabaja con alimentación monofásica.
- Presión de columna (psia).
- Número de platos teóricos, incluyendo condensador reboiler parcial, aún si el primero de ellos no lo es (máximo 50).
- Reflujo externo (mol/hr) o relación de reflujo externo.
- Posición (es) de la (s) alimentación (es) (numeradas desde el tope).
- Corriente líquida lateral (mol/hr) y plato de extracción.
- Corriente de vapor lateral (mol/hr) y plato de extracción.
- Calor (BTU/hr) extraído o proporcionado en una etapa y número de la misma.

- Flujo de destilado líquido o vapor (mol/hr).
- Constantes para el cómputo de K.
- Constantes para el cómputo de HL.
- Constantes para el cómputo de Hv.
- Constantes para el cómputo de PL (densidad de líquido).
- Número de componentes (máximo 65).
- Composición de la alimentación (fracción molar).
- Flujo de alimentación (moles/hr).
- Temperaturas estimadas (para iniciar iteración) de destilado y fondo (°F).

Si se desea, se puede especificar:

NCI = máximo número de iteraciones en el cálculo de condiciones en la columna (por defecto 15).

NBPI = máximo número de iteraciones en el cálculo del punto de burbuja (por defecto está fijado en una sentencia DATA como 15).

KP = indica cada cuantas iteraciones de columna se imprimirán resultados intermedios (por defecto 10).

El programa trabaja con productos destilados y de fondos de una sola fase.

2.4 ABSORBEDORES/AGOTADORES (PROGRAMA STAB)

Este programa realiza los cálculos de absorción o stripping etapa a etapa en un sistema multicomponente, usando básicamente la aproximación de Thiele-Geddes. En el método usado se especifica el número de etapas teóricas y la razón de flujo del vapor de stripping o líquido absorbente, dando el programa como resultado la separación de cada componente. El programa usa la misma formulación que el WHENDI, pero, debido a la mayor dificultad en la convergencia de los cálculos de absorción y stripping, la técnica "sum-rate" descrita por Surjata y por Burningham y Otto es usada para computar temperaturas de etapa. La figura y notación del modelo de etapa teórica del programa WHENDI es válido en este caso.

Combinando los 3 primeros tipos de ecuaciones gobernantes se obtiene un conjunto de C ecuaciones matriciales algebraicas no-lineales que se linearizan asumiendo valores de V_j y T_{j+1} y se resuelven para las fracciones molares en fase líquida, $X_{i,j}$. Se aplica luego la técnica "sum-rate" para computar un nuevo conjunto de flujos de líquido y vapor por el uso de las relaciones:

$$(L_j) \text{ nuevo} = (L_j) \text{ antiguo} \times \sum_{i=1}^C X_{i,j}$$

$$\dot{V}_j \text{ nuevo} = (L_{j-1}) \text{ nuevo} - (L_j) \text{ nuevo} + \sum_{k=j}^N (F_k - U_k - W_k)$$

Se obtiene un nuevo conjunto de temperaturas de etapa, T_j , a partir de las ecuaciones de balance de calor por medio del método de Newton-Raphson.

El procedimiento completo se repite hasta que satisfaga el criterio de convergencia.

$$\sum_{J=1}^N (\Delta T_j)^2 \ll 0.01 N$$

Las ecuaciones para los valores K y para las entalpías de líquido y vapor así como el procedimiento de evaluación de sus parámetros son los mismos que para el caso del programa WHENDI anteriormente descrito.

DATOS NECESARIOS PARA EL STAB

- Número total de etapas teóricas (simbolizado JS).
- Número de corridas del programa con diferentes grupos de constantes de propiedades (NCORR).
- Presión de operación (psia).
- lbmol/hr de gas a ser tratado (absorbedor) o de líquido a ser despojado (stripper).
- Número de componentes, identificación de cada uno y composición de la corriente a ser tratada.

- lbmol/hr de **aceite** absorbente (absorbedor) o de **gas** despojante (stripper). Además **las propiedades** físicas de estas corrientes (gravedad API, peso molecular).
- Temperaturas de las corrientes de entrada (oF).
- KP : indica cada cuantas **iteraciones de columna** van a ser impresos los resultados intermedios (por defecto toma KP=10).
- NCI : **máximo número de iteraciones de columna** (por defecto toma NCI=15).
- Datos de Propiedades:
- Coeficiente de los valores K a la **presión de operación** ó ajuste de datos disponibles a dicha presión.
- Coeficientes de entalpia (Amundson y Pontinen). **El** programa hace excepción para **el** metano y **aceite** absorbente, el cual para efecto de propiedades lo asume como n-dodecano. Se pueden también ajustar datos disponibles.
- Rango de temperaturas sobre **el** cual son válidas las propiedades físicas (límites superior o inferior) (oF).
- Estimado inicial de temperaturas de tope y fondo de la columna (oF).
- Estimado inicial de las temperaturas de **etapa** y las razones de flujo de vapor (absorbedor).

- Especificaciones de las alimentaciones, corrientes laterales y razón de transferencia de calor:

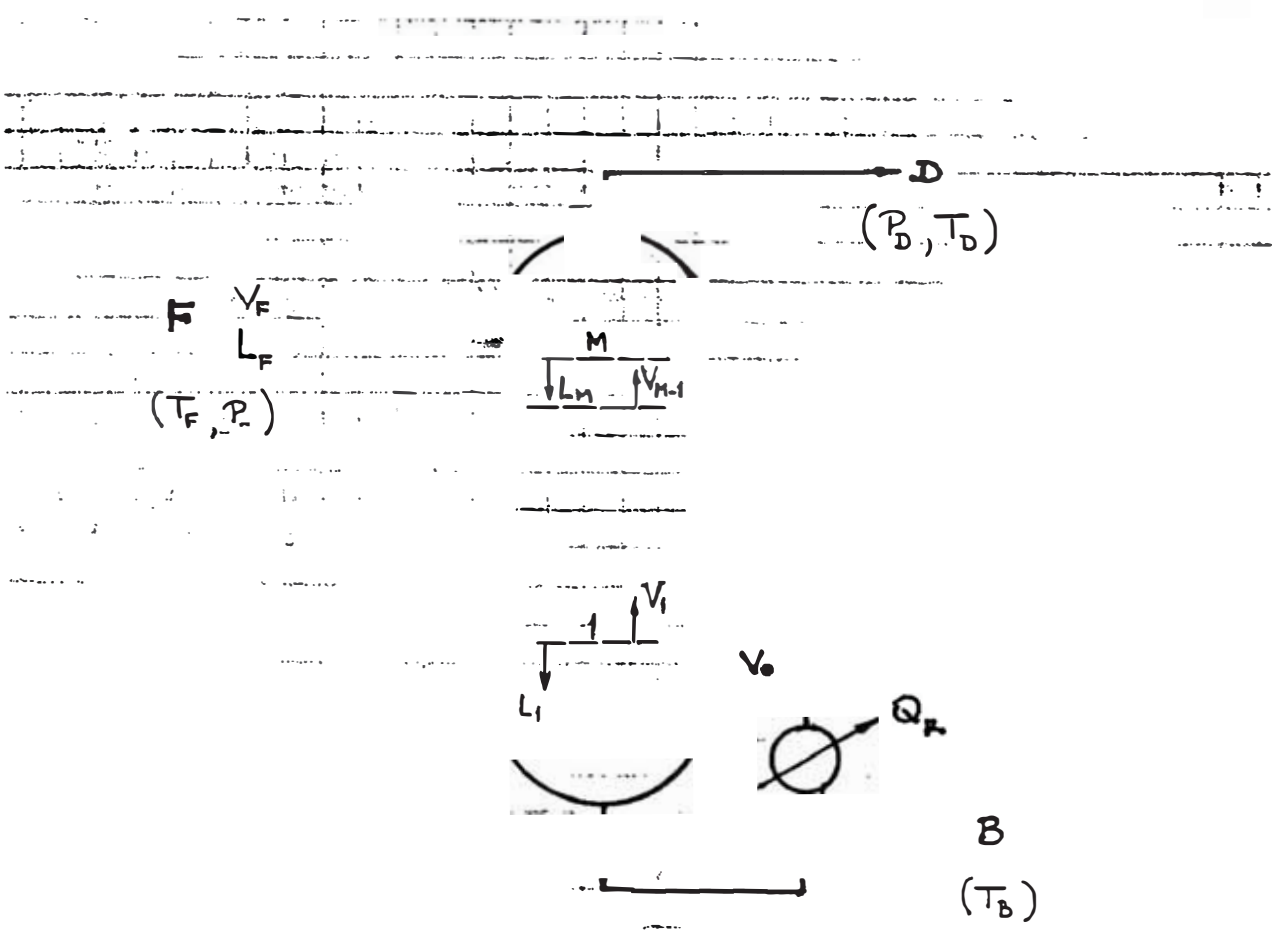
(-) : calor hacia la etapa (suministro)

(+) : calor desde la etapa (extracción)

2.5 STRIPPER REBOILER

No disponiendo de un procedimiento mecanizado de evaluación de las condiciones de operación de este equipo, ha desarrollado un esquema de cálculo manual basado en las ecuaciones de equilibrio y balances de materia energía.

Procedimiento



Datos:

M = Número de platos

F = Moles /hr. de carga

$(Z_i)_f$ = Composición de la alimentación

B = Moles/hr. de producto de fondo

P_T = Presión en el tope de la columna

P_b = Presión en el fondo de la columna

T_f = Temperatura de la alimentación

P_f = Presión de la alimentación

(A) Tope de la Columna

1. Se asume una separación dada por componente para obtener B moles/hr. totales de producto de fondo. Esto es un primer estimado de:

$(Y_i)_D$ = Moles/hr. de componente en D

$(X_i)_B$ = Moles/hr. de componente en B

Cumpléndose que:

$$\sum (Z_i)_F = F$$

$$\sum (Y_i)_D = D$$

$$\sum (X_i)_B = B$$

2. Se realiza el cálculo de punto de rocío en el producto de tope, conocidos:

$D, (Y_i)_D$ y $P_D = P_T$. Se calcula de esta manera:

T_D = Temperatura de punto de rocío en D

$(X_i)_M$ = Composición de la corriente líquida que sale del plato M.

3. Se realiza el cálculo flash en la corriente de alimentación, conocidos F, T_F y P_F . Se determina de esta manera

V_F = Moles/hr. de vapor en F

$(Y_i)_F$ = Composición del vapor en F

L_F = Moles/hr. de líquido en F

$(X_i)_F$ = Composición del líquido en F

4. Asumimos T_M , la temperatura en el plato de tope (M) del stripper. Por ejemplo:

$$T_M = (T_F + T_D) / 2$$

5. Asumimos L_M , moles/hr. de líquido que cae del plato M, cumpliéndose que :

$$V_{M-1} = D + L_M - F$$

$$(Y_i)_{M-1} = \frac{D (Y_i)_D + L_M (X_i)_M - F (Z_i)_F}{V_{M-1}}$$

6. Cálculo flash en el plato M, conocidos:

- Carga = $F + V_{M-1}$

- Composición de la carga

- T_M : Temperatura en el plato M

- P_M : Presión en el plato M (aprox. = P)

Se obtiene entonces:

(L_M) calculado

$(X_i)_M$

7. Se compara (LM) calculado con LM asumido en el punto 5.
- Si son diferentes, entonces hacemos $LM = (LM)$ calculado y repetimos los pasos 5 y 6
 - Si son iguales, pasamos al punto 8.

(B) Fondo de la columna

8. Cálculo de punto de burbuja en B, conocidos

$$B, (X_i)_B \text{ y } P_B$$

Se obtiene:

T_B : Temperatura de burbuja en B

$(Y_i)_{V_0}$: Composición del vapor que sale del reboiler e ingresa a la columna en el plato 1.

9. Con un balance de calor global a la columna, determinamos:

Q_R = Carga calorica en el reboiler (BTU/hr)

$$Q_R = DH_D + BH_B - FH_F$$

donde:

H_D = Entalpia de la corriente D

H_B = Entalpia de la corriente B

H_F = Entalpia de la corriente F

10. Se realiza balance de calor alrededor de la etapa de reboiler parcial:

$$L_1 H_{L1} + Q_R = V_o H_{V_o} + B H_B$$

$$V_o = \frac{L_1 H_{L1} + Q_R - B H_B}{H_{V_o}}$$

V_o = Moles/hr. de vapor que sale del reboiler e ingresa al fondo de la columna.

11. H_{V_o} se computa de $(Y_i)_{V_o}$ obtenido en 8

12. Se aplica la ecuación 10 asumiendo V_o y conocidos B , H_B , H_{V_o} y Q_R .

Entonces:

$$L_1 = V_o + B \quad (\text{Balance de masa en el reboiler}).$$

$$(X_i)_{L_1} = \frac{(Y_i)_{V_0} + (X_i)_B}{2}$$

13. Con el cálculo de punto de burbuja para $(X_i)_{L_1}$, se obtiene:

T_1 = Temperatura en el plato 1

H_{L_1} = Entalpia de la corriente L_1

14. Se hace un nuevo cálculo de V_0 con la ecuación del punto 10.

$$(V_0)_{\text{calc.}} = \frac{L_1 H_{L_1} + Q_R - B H_B}{H_{V_0}}$$

15. Se compara $(V_0)_{\text{calc.}}$ con V_0 asumido en 12.

- Si son diferentes, hacemos $V_0 = (V_0)_{\text{calc.}}$ y repetimos los pasos 12 a 14.
- Si son iguales, pasamos al punto 16.

16. Las diferencias entre L_M y L_1 y V_0 y V_{M-1} se distribuyen linealmente a través de los platos de la columna.

PRIMER ESTIMADO DE RECUPERACION

17. Se calculan los factores de absorción y stripping para la sección de alimentación y agotamiento con las ecuaciones de Edmister:

$$A_e = [A_B (A_T + 1) + 0.25] - 0.5$$

$$S_e = [S_T (S_B + 1) + 0.25]^{1/2} - 0.5$$

(B: fondo, T: tope)

a partir de las siguientes condiciones calculadas:

Agotador	
-----	-----
Tope	Fondo
-----	-----
D	V ₁
L _M	L ₁
T _M	T ₁

18. Las composiciones de los productos de tope y fondos se calculan de la ecuación de distribución de productos por el método de grupo:

$$\frac{b}{d} = \frac{A_F}{\left(\frac{S_0 \phi A_x + 1}{\phi S_x} \right)}$$

$$d_i = \frac{f_i}{1 + \left(\frac{b_i}{d_i} \right)} \quad \sum f_i = F$$

$$\sum d_i = D$$

$$b_i = f_i - d_i \quad \sum b_i = B$$

$$\phi_{Ax} = \frac{Ae - 1}{Ae^{M+1} - 1}$$

$$\phi_{Sx} = \frac{Se - 1}{Se^{M+1} - 1}$$

donde:

A_F = Factor de absorción para el plato de alimentación (M)

S_0 = Factor de stripping para la etapa del reboiler (0)

ϕ_{Ax} = Fracción de la especie en el vapor entrante que no es absorbido.

ϕ_{Sx} = Fracción de la especie en el líquido entrante que no es agotado.

Ae = Factor de absorción de la columna

Se = Factor de "stripping" de la columna

Los factores Ae y Se son calculados con las ecuaciones de Edmister referidas en el punto anterior.

19. Con este primer estimado de rendimientos se repite toda la iteración para obtener d_i y b_i
20. Se compara el valor obtenido de $B - \sum b_i$ con la recuperación B deseada.
21. Si B calc. no es igual a B deseado, hay que asumir otra temperatura T_M del plato de tope, usando el último estimado de la distribución de productos.

En el caso de lograr una buena aproximación entre el valor calculado y el deseado, se terminaría el cálculo.

Con el fin de facilitar los cálculos de equilibrio, se elaboraron gráficos del producto KP (constante de equilibrio x presión) a 230 psia de los componentes de las corrientes de proceso (véase diagramas No. 3 al No. 7).

En el anexo 1 se muestra el cálculo final de las condiciones de operación del Stripper Reboiler.

2.6 CONDICIONES DE INUNDACION DE COLUMNAS

Antes de describir el procedimiento de cálculo para el porcentaje de inundación de las columnas de separación, es conveniente recordar las ventajas del uso de los platos tipo válvula, con los cuales están equipadas las Torres de la

Unidad de Concentración de Gases de Refinería La Pampilla. Estas ventajas proporcionan una base adicional en las conclusiones y son de interés para el presente trabajo:

- a) Mayor capacidad para un tamaño dado de columna
- b) La ausencia de gradiente hidráulico permite que exista un flujo uniforme de vapor sobre el plato.
- c) Alta eficiencia sobre un amplio rango de operación. Una mayor eficiencia permite la reducción de la razón de reflujo para una separación dada, o capacidad adicional de alimentación para una columna dada.
- d) La menor caída de presión operativa permite usar bajantes más pequeñas en los platos, para una carga dada, que las requeridas por las copas de burbujeo o platos perforados.

El cálculo del porcentaje de inundación para un espaciamiento entre platos de 24 pulgadas puede hacerse a través de la siguiente relación:

$$\% F = 181.043 F_1 + 0.38 F_2 \quad \text{----- (1)}$$

donde:

$$F_1 = \left[\frac{\rho_v}{(\rho_l - \rho_v)} \right]^{1/2} \times \frac{\text{CFS}}{\text{AN}} \quad \text{----- (2)}$$

$$F_2 = \text{GPM/LONG} \quad \text{----- (3)}$$

% F = porcentaje de inundación

ρ_l = densidad del liquido, lb/pie³

ρ_v = densidad del vapor, lb/pie³

CFS = caudal de vapor, pie³/seg.

AN = área neta de burbujeo, pie²

GPM = flujo liquido, gal/min.

LONG = longitud del vertedero, pies

Para calcular el porcentaje de inundación para un espaciamento entre platos diferente, se debe dividir el porcentaje de inundación a 24 pulgadas por el factor correspondiente al espaciamento apropiado dado en la tabla 2.6.1.

TABLA 2.6.1

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS (PULG)	FACTOR DE ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS	
	DENSIDAD DE VAPOR MENOR A 1.5 Lb/PIE ³	DENSIDAD DE VAPOR SUPERIOR A 1.5 Lb/PIE ³
12	0.65	0.65
15	0.75	0.75
18	0.84	0.84
21	0.92	0.92
24	1.00	1.00
27	1.073	1.06
30	1.142	1.12
36	1.22	1.15

Los sistemas de hidrocarburos que no forman espuma son analizados con la ecuación (1). Se recomienda un "rate" de diseño máximo de 85 por ciento de inundación para altas

eficiencias y como tolerancia para las fluctuaciones operativas usuales, imprecisiones en la instalación, etc. Los sistemas que muestran tendencia a formar espuma deben ser "derateados", esto es, los valores de porcentaje de inundación calculados con la ecuación (1) deben ser divididos por el factor de "derateado" apropiado para obtener el verdadero porcentaje de inundación. Los factores típicos de "derateado" se muestran en la Tabla 2.6.2.

TABLA 2.6.2

EQUIPO -----	FACTOR DE DERATEADO -----
Depropanizadoras	0.85 - 0.95
Absorbedores	0.85
Torres de vacío	0.85
Regeneradores de amina	0.85
Contactores de amina	0.70 - 0.80
Deetanizadoras de alta presión	0.75 - 0.80
Contactores de glycol	0.70 - 0.75

En los diagramas No. 8 al No. 15 se representa esquemática la y principales dimensiones de las

columnas y recipientes de la Unidad de Concentración de Gases.

2.7 INTERCAMBIADORES

Dado que los programas mecanizados de la Natural Gas Processors Association para el Balance de Materia brindan también la entalpía (BTU/lb) de cada una de las corrientes de proceso así como su flujo másico (lb/hr), es posible

obtener directamente el calor que debe ser entregado o retirado en los intercambiadores y enfriadores de la Unidad de Concentración de Gases para la ampliación de la carga a craqueo.

En los casos en que la carga calórica actual excede la capacidad de diseño del intercambiador, se tendría que especificar el equipo adicional a adquirir e instalar en el área de la Unidad.

2.8 EVALUACION DE RECIPIENTES

Antes de explicar el procedimiento seguido en la evaluación de su funcionamiento, conviene hacer la distinción entre los tipos incluidos bajo este término, que son:

1. Separadores.- Usados para separar mezclas de gas y líquido dentro de la unidad de proceso.
2. Drums.- Usados para almacenar y mezclar cargas a una unidad de proceso.
3. Acumuladores.- Para almacenar gas o líquido, o para separar estos o 2 fases líquidas en la salida de condensadores o columnas de fraccionamiento.

La evaluación de los recipientes se fundamenta esencialmente en el procedimiento de diseño recomendado por la U.O.P (Universal Oil Products). Este procedimiento, además de dictar criterios sobre el tipo de recipiente a usar, la posición de los mismos y los accesorios necesarios y/o convenientes, los cuales no son usados en el presente trabajo por tratarse de una planta ya instalada, recomienda

los siguientes factores a considerar para un buen dimensionamiento de los recipientes:

- a) Tiempo de residencia para la fase líquida.- Se recomienda un promedio de 10 minutos sobre el líquido total a medio recipiente lleno, siendo 5 minutos un margen todavía razonable cuando se requiere decantación de agua. Lo anterior es válido para líquidos de viscosidad y/o densidad moderada a baja. Se recomienda considerar una pequeña cantidad de arrastre en la decisión sobre el tiempo de residencia.

- b) Velocidad de las fases gaseosa y líquida.- Para separar las gotas líquidas arrastradas con el vapor, debemos conocer la velocidad terminal de dichas gotas en el vapor, de modo que la velocidad del vapor pueda ser mantenida debajo de este valor. De igual manera, a fin de separar las burbujas de vapor de la fase líquida, necesitamos conocer las velocidades terminales de las burbujas en el líquido.

En la fase vapor las velocidades están normalmente fuera del rango de uso de la ecuación de Stokes, de modo que se usa la ecuación de Newton:

$$v_t = \left[\frac{4 (\rho_l - \rho_v) g D}{3 \rho_v} \right]^{1/2}$$

donde:

$$g = 32.2 \text{ pie/seg}^2$$

D = diámetro de partícula, pies

ρ_l = densidad del líquido, lb/pie³

ρ_v = densidad del vapor, lb/pie³

V_t = velocidad terminal, pie/seg

Si tomamos el diámetro promedio de partícula como 175 micrones, la ecuación puede ser reescrita:

$$V_t = 0.157 \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2}$$

Usando esta última ecuación podemos determinar la velocidad máxima de diseño del vapor para un recipiente que usa sedimentación por gravedad solamente. Una protección adicional contra el arrastre líquido puede conseguirse usando mallas de alambre. La mayoría de los fabricantes de mallas usan una ecuación similar:

$$V_{\text{max.}} = 0.35 \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2}$$

En la fase líquida la velocidad terminal de las burbujas de gas o gotas de líquido se calcula usualmente con la ecuación de Stokes:

$$v_t = \frac{(\rho_c - \rho_d)}{18 \mu} g D$$

donde:

g = 32.2 pie/seg

D = diámetro de partícula, pies

ρ_c = densidad de la fase continua, lb/pie

ρ_d = densidad de la gota o burbuja, lb/pie

μ = viscosidad de la fase continua en lb/ pie x seg

= centipoise/1488

En el **anexo 2** se muestran los cálculos realizados para el Drum de Succión de Compresión (14-D1)

2.9 BOMBAS

Para la evaluación del funcionamiento de las bombas nos remitimos directamente a sus curvas de performance. Estas nos muestran las relaciones entre la capacidad y el "head"

disponible, eficiencia y NPSH requerido, así como el máximo diámetro de "impeller" que es posible instalar para el tamaño de carcasa disponible.

Las siguientes fórmulas básicas son usadas en los cálculos de bombas:

$$\frac{\Delta P \times 2.31}{\text{Sp.Gr.}} = \text{Head, en pies de fluido}$$

$$\frac{\Delta P \times \text{GPM}}{1714} = \text{HHP, HP hidráulico}$$

$$\frac{\text{HHP}}{E_{ff}} = \text{BHP, Brake horsepower}$$

donde:

ΔP : presión que debe vencer la bomba, psi.

Sp.Gr. : gravedad específica del fluido bombeado.

GPM : flujo, gal/min.

Las condiciones de succión son muy importantes para la operación satisfactoria de las bombas. La presión absoluta en la succión de la bomba es el criterio usado para juzgar si las condiciones de succión son adecuadas.

Se llama a esto la carga neta positiva de succión disponible (NPSHA),

$$NPSHA = H_p \pm H_z - H_{vp} - H_f$$

(todos los valores en pies de fluido bombeado).

donde:

H_p = presión absoluta del fluido en la fuente de succión.

H_z = altura de líquido sobre o debajo la succión de la bomba.

H_{vp} = presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo.

H_f = pérdida por fricción en la línea de succión.

Los requerimientos de NPSH son reportados usando agua en la prueba de la bomba por parte del fabricante.

Para una operación satisfactoria el NPSH disponible debe exceder al requerido. De otro modo puede ocurrir cavitación con daño a la bomba.

Nosotros usamos los requerimientos de bombas para el agua en el servicio para hidrocarburos de las bombas centrífugas, lo cual probablemente nos da un margen para la mayoría de los servicios, debido al amplio rango de ebullición de los fluidos bombeados.

2.10 COMPRESORES

Los cálculos de la capacidad de los compresores recíprocos usados en la Unidad de Concentración de Gases puedan hacerse mediante 2 métodos tomados de entre la variedad de los existentes.

1er. Método : Recomendado por la UOP, está basado en los BHP por millón de pies cúbicos de gas por día, denotado BHP/MMCFD, donde el denominador está basado en 14.4 psia y la temperatura actual de succión. Se hace correcciones a este valor para gases de baja gravedad específica a relaciones de compresión bajas, y para bajas presiones de succión y bajas relaciones de compresión. Los gráficos 2.10.1 y 2.10.2 son utilizados en los cálculos.

2do. Método : Usado mayormente con la finalidad de comparar los resultados de diversas fuentes, emplea la expresión completa para la potencia teórica.

$$\text{HP Teórico} = F_w \times Z_1 \times T_1 \times N_m / 2546$$

Donde:

$$F_w = R \left(\frac{k}{k-1} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right]$$

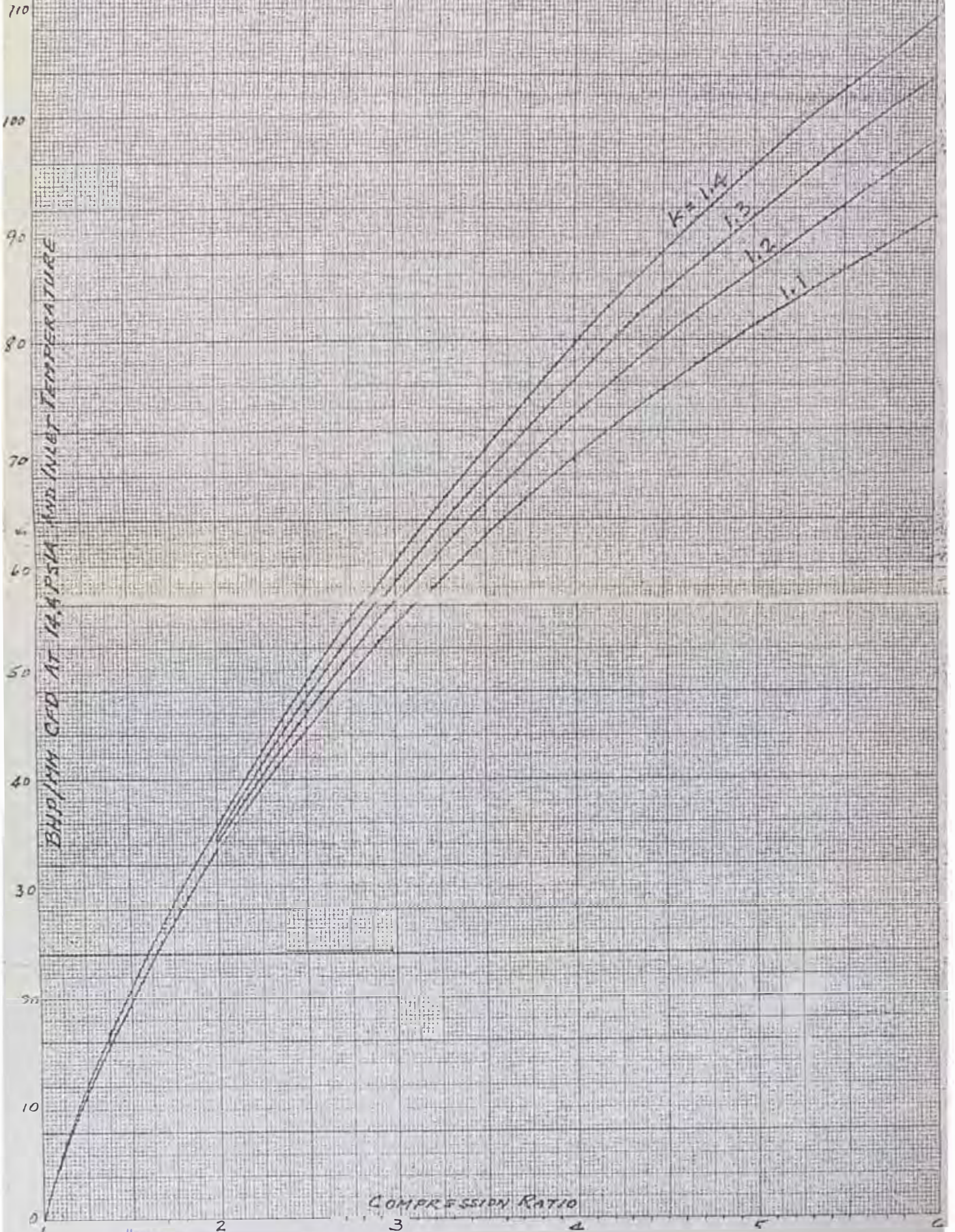
$$R = 1.987 \text{ BTU/}^\circ\text{R}$$

$$N_m = \text{Lbmol/hr de gas}$$

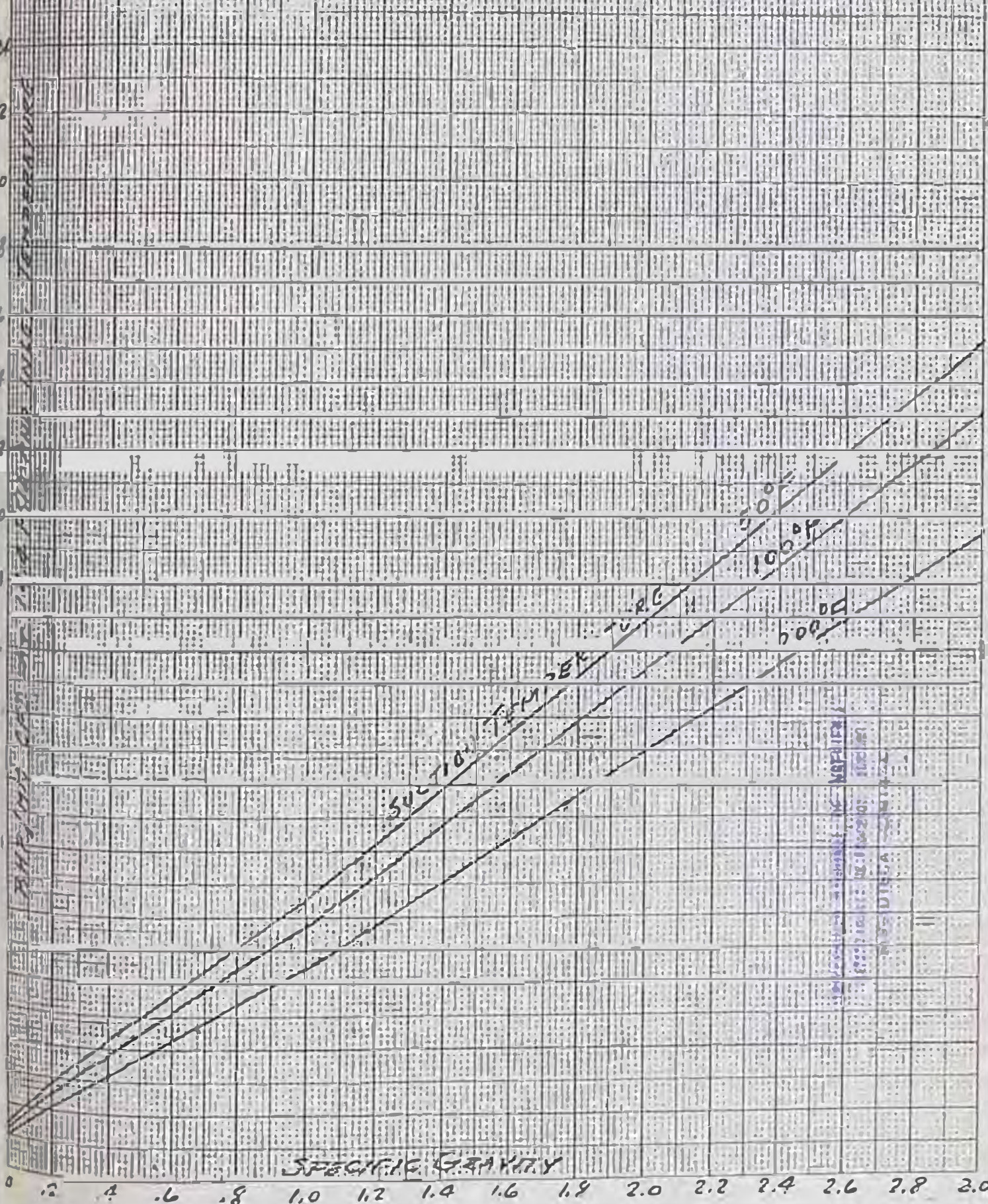
$$Z_1 = \text{Compresibilidad, basada en condiciones de succión.}$$

$$T_1 = \text{Temperatura de succión, R.}$$

BASIC BHP/HP CFD



S.F. GR. CORRECTION (ADD TO BASIC BHP/MM CED)



SPECIFIC GRAVITY

La potencia actual se calcula con:

$$\text{BHP actual} = (\text{BHP teórico}) \times L_o \times F_L$$

donde:

L_o = Factor de pérdida, que toma en cuenta las caídas de presión por fricción en los anillos del pistón, empaques del vástago, válvulas y manifold.

F_L = Pérdidas de ajuste en compresores impulsados por motor (aprox. 1.00 - 1.05)

En el Anexo 3 se muestra el cálculo realizado de las condiciones de operación de los compresores recíprocos, de acuerdo al 1er Método.

2.11 VALVULAS DE CONTROL

Para la determinación del tamaño de la válvula debe hacerse un análisis del diferencial de presión disponible para ésta, el cual resulta de la diferencia entre las presiones disponibles desde las fuentes de presión y las caídas de presión del sistema, al flujo considerado.

La caída de presión en el sistema es la resultante de las pérdidas de carga por fricción y la carga estática del sistema.

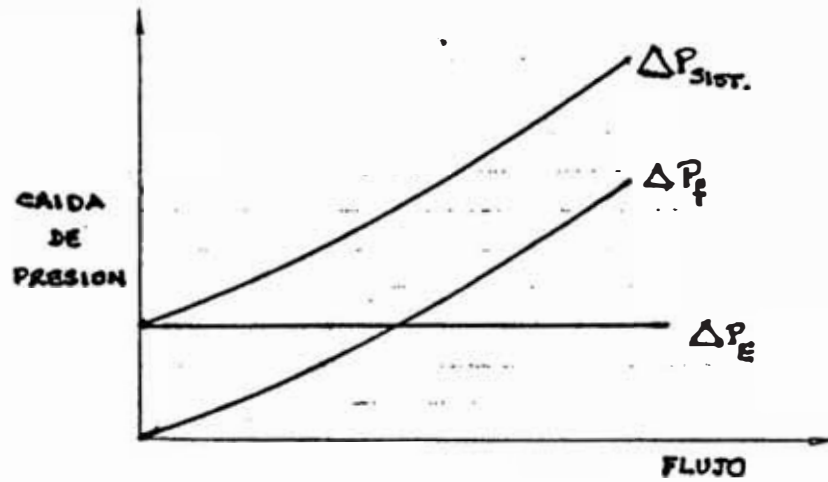
$$\Delta P_{\text{sist.}} = \Delta P_E + \Delta P_f$$

donde:

$\Delta P_{\text{sist.}}$ = diferencial total de presión requerido por el Sistema

ΔP_E = carga estática

ΔP_f = caída de presión por fricción



La presión disponible total para el sistema puede provenir de una fuente de presión constante (tanque presurizado), de una bomba centrífuga, o de una composición de ambos.

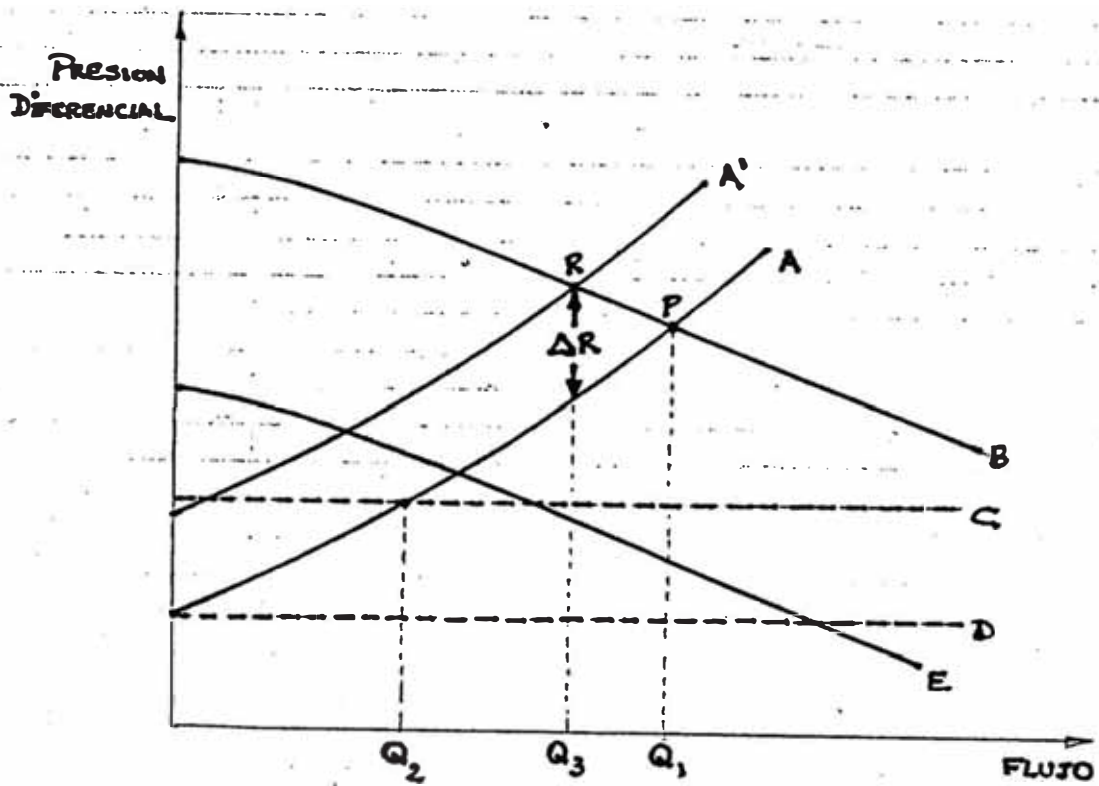
$$\Delta P_D = \Delta P_B + \Delta P_C$$

donde:

ΔP_D = presión diferencial disponible total

ΔP_B = presión diferencial de la bomba

ΔP_C = presión en la fuente de presión menos la presión en la descarga



A = presión diferencial total requerida por el sistema

B = presión diferencial total disponible

C = presión diferencial desde la fuente de presión constante

D = carga estática del sistema

E = curva de la bomba

Si no se considera el uso de una válvula de control, el flujo a través del sistema será Q_2 (si además no se incluye la bomba) y Q_1 si la bomba es incluida, ya que para esas

condiciones de flujo, la presión diferencial disponible es igual a la presión diferencial requerida.

Si se considera una válvula de control, el flujo a través del sistema puede ser modificado a cualquier valor Q .

$$Q_3 < Q_2 \quad (\text{si no se usa bomba})$$

$$\text{ó} \quad Q_3 < Q_1 \quad (\text{si se usa bomba})$$

El efecto de introducir la válvula de control al sistema se traduce pues en que para un flujo dado, la válvula de control absorberá la diferencia entre la presión total disponible y la total requerida, es decir desplazará la curva del sistema a un nuevo punto de operación R. Asimismo a menores flujos a través del sistema la presión diferencial disponible para la válvula (ΔP_v) aumenta.

Finalmente una vez que se ha determinado ΔP_v , el dimensionamiento de la válvula de control será posible mediante la aplicación del concepto del coeficiente C_v de la válvula.

Coeficiente de flujo C_v

Por definición, el coeficiente de flujo de la válvula C_v es "el número de galones por minuto de agua que pasará a través de una restricción de flujo dada con una caída de presión de 1 psi". Básicamente es un índice de capacidad con el cual es posible estimar en forma rápida y precisa el tamaño requerido de una restricción en cualquier sistema fluido.

Para líquidos:

$$C_v = V \sqrt{\frac{G_f}{P_1 - P_2}}$$

Para gases:

$$C_v = \frac{Q}{963} \frac{\sqrt{G T_f}}{\sqrt{(P_1 - P_2)(P_1 + P_2)}}$$

Donde:

- V = flujo en gpm
- Q = cfh a 147 psia y 60 oF
- P₁ = presión absoluta de entrada (psia)
- P₂ = presión absoluta en la salida (psia)
- G = Sp. Gr. del gas (aire = 1.0)
- G_f = Sp. Gr. del líquido a la temperatura de flujo
- T = temperatura de flujo (°F)

En el Anexo 4 se muestra el cálculo del coeficiente C_v para la válvula de **sobrepaso** del intercambiador de precalentamiento de carga al Stripper (14-TRC-45)

Casos especiales

Existe un caso, en el cual la presión diferencial disponible para la válvula de control debe ser determinada por un procedimiento distinto. Es el caso en que tanto las características de la válvula, como la presión diferencial de la bomba sean desconocidas. En este caso el diseño de la

válvula debe efectuarse conjuntamente con el de la bomba, a fin de determinar un sistema de mínimo costo y adecuadas características de control.

Para el caso en el que sólo sea conocido un punto de la operación de la bomba, la curva de ésta puede ser determinada con ayuda del gráfico 2.11.1, el cual es aplicable a bombas centrifugas.

Si no se conoce ningún punto de operación de la bomba, pueden seguirse las recomendaciones de ESSO Research & Company para asignar la presión diferencial disponible para la válvula de control (ΔP_v).

$$\Delta P_v = \Delta P_1 + \Delta P_2$$

donde:

$$\Delta P_1 = 20\% \text{ de la caída de presión por fricción}$$

$$\Delta P_2 = 10\% \text{ de la presión estática en el tanque de descarga del circuito, para presiones de descarga menores que } 200 \text{ psig}$$

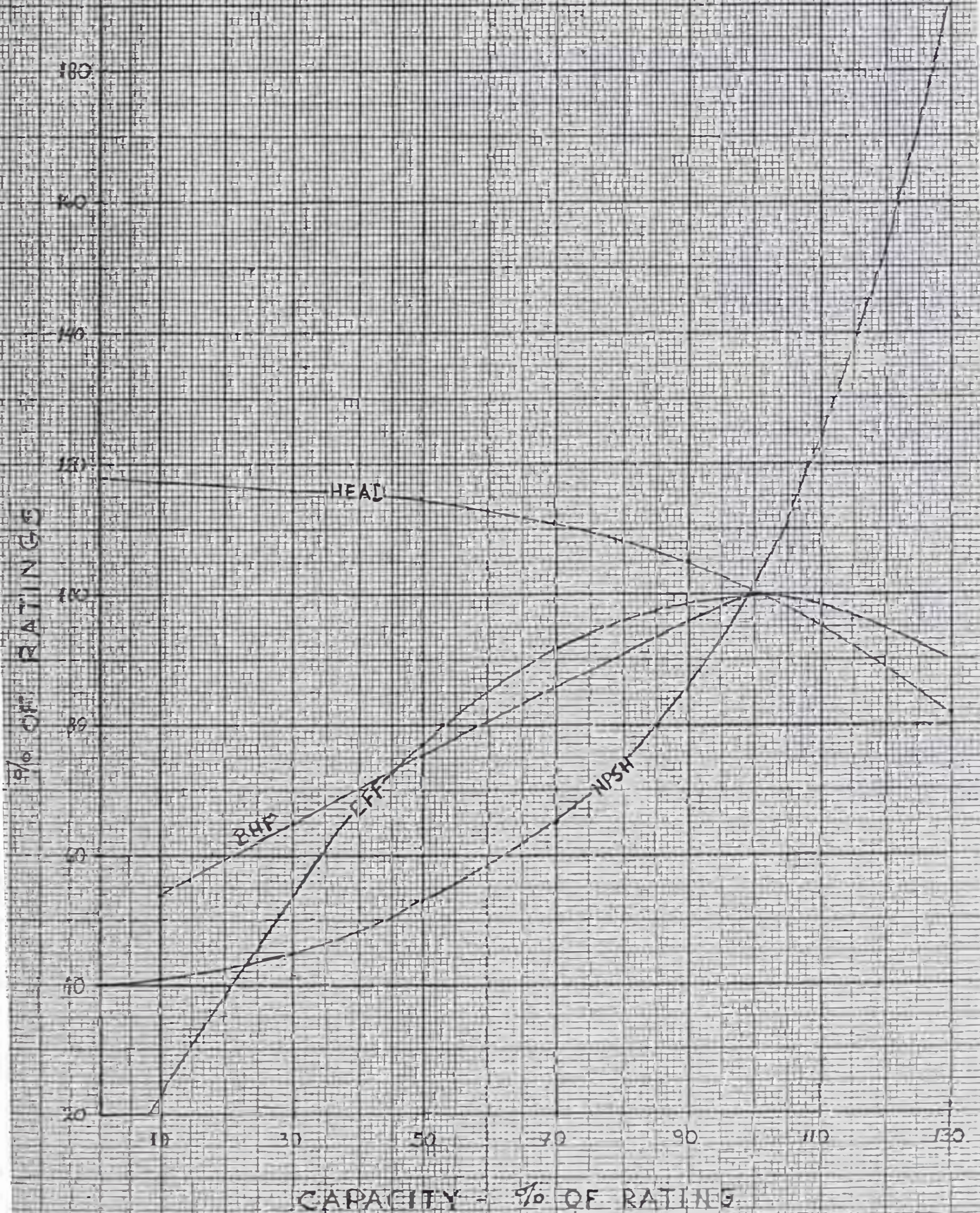
$$\Delta P_2 = 20 \text{ psi para un rango de trabajo entre } 200\text{--}400 \text{ psig}$$

$$\Delta P_2 = 5\% \text{ de la presión estática en el tanque, encima de } 400 \text{ psig}$$

En este caso se incluye la presión estática, teniendo en cuenta los posibles cambios en la presión de descarga (cambios en el set-point del controlador de presión del tanque de descarga).

GRAFICO 2.11.1

CURVA CARACTERISTICA PROMEDIO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS



Recomendaciones Generales

Las siguientes recomendaciones generales deben tenerse en cuenta para asignar una adecuada caída de presión a la válvula de control.

- ΔP_v se recomienda sea del orden de un 30% del total de las pérdidas dinámicas del sistema, a las condiciones del flujo de diseño.
- En el caso de tuberías muy largas, o en el caso de sistemas con diferenciales de presión muy altos, pero con pequeñas variaciones en el flujo, se recomienda un ΔP_v entre 10-20 psi.
- En los casos en las que la caída de presión del sistema se produzca por diferencias de elevación de recipientes y las pérdidas dinámicas sean pequeñas, se recomienda un valor mínimo de 7 psi para la válvula de control.
- Para el mismo caso anterior se usa un sobre-diseño de 10% en la presión diferencial de la bomba.
- Holzbock propone la siguiente ecuación para asignar la fracción de la caída dinámica total (T) que debe ser absorbida por la válvula de control.

$$T = \frac{(Q_{max}/Q_{min})^2 - 1}{r^2 - 1}$$

donde:

$Q_{max.}$ = flujo máximo de operación

$Q_{min.}$ = flujo mínimo de operación

r = factor de controlabilidad, el que varía entre 5 para válvulas pequeñas hasta 15 para válvulas de más de 3", siendo un valor promedio 8

Requerimientos de Capacidad

Para una selección adecuada del tamaño de la válvula es necesario conocer el flujo máximo, normal y mínimo de operación. Si bien es cierto que la válvula será diseñada para un flujo de diseño igual al flujo en operación normal y con la válvula operando entre 60 y 70% de abertura, también es cierto que para las necesidades del control del proceso, el flujo que pase a través de ésta será cambiante y distinto del flujo normal, siendo necesario verificar la "rangeabilidad" de operación, para cercionarse que la válvula opera en forma satisfactoria. Cuando el flujo máximo de operación no es conocido, pueda considerarse como equivalente al 110-120% del flujo normal o puede calcularse con:

$$RE = \frac{Q_{\text{máximo}}}{Q_{\text{diseño}}}$$

$$RE = 2.083 - (0.75/900)L \quad \text{si } 100 < L < 1000$$

$$RE = 2.0 \quad \text{si } L < 100$$

$$RE = 1.25 \quad \text{si } L > 1000$$

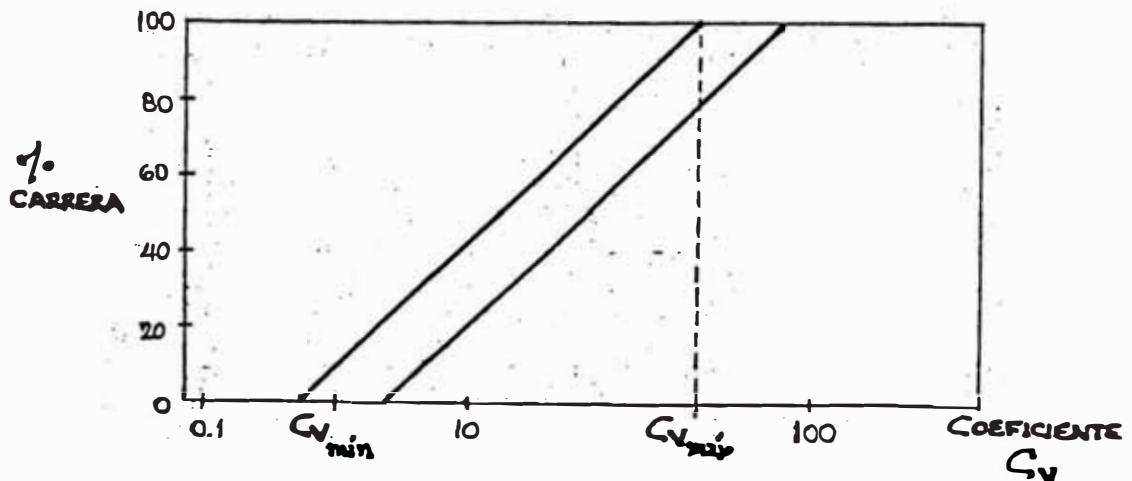
siendo L la longitud de la tubería, en pies.

El flujo mínimo es más difícil de especificar, ya que depende de las operaciones de arranque de la planta o paradas, y puede considerarse como 3-4% del flujo normal para los procesos que no requieran cierre perfecto de la válvula.

Rangeabilidad

Es considerado como una propiedad inherente a la válvula de control y se define como la relación del máximo flujo controlable al mínimo flujo controlable, ó dicho de otra forma:

$$R = \frac{C_v \text{ máx.}}{C_v \text{ mín.}}$$



ϕ = diámetro de la válvula

La rangeabilidad inherente no es alterada por las condiciones físicas de la instalación, por las condiciones de operación del sistema ni por las caídas de presión en

serie con la válvula y puede ser calculada como en la figura anterior.

Caida de presión para líquidos

Se utilizan las siguientes ecuaciones

$$\Delta P \text{ (psi)} = 2.16 \times 10^{-4} \frac{f \times L Q^2}{d^5}$$

donde f es el factor de fricción leído de curvas a partir del número de Reynolds.

$$Re = 50.6 \frac{Q \rho}{d \mu}$$

ρ = densidad del líquido, lb/cf

L = longitud equivalente de la línea, pies

Q = gpm de líquido

d = diámetro interno de la línea, pulg.

μ = viscosidad del líquido, cp

La caída de presión estática puede obtenerse de:

$$\Delta P_{\text{estático}} \text{ (psi)} = \frac{G.F. \times H}{2.31}$$

serie con la válvula y puede ser calculada como en la figura anterior.

Caida de presión para líquidos

Se utilizan las siguientes ecuaciones

$$\Delta P \text{ (psi)} = 2.16 \times 10^{-4} \frac{f \times L Q^2}{d^5}$$

donde f es el factor de fricción leído de curvas a partir del número de Reynolds.

$$Re = 50.6 \frac{Q \rho}{d \mu}$$

ρ = densidad del líquido, lb/cf

L = longitud equivalente de la línea, pies

Q = gpm de líquido

d = diámetro interno de la línea, pulg.

μ = viscosidad del líquido, cp

La caída de presión estática puede obtenerse de:

$$\Delta P_{\text{estático}} \text{ (psi)} = \frac{G.E. \times H}{2.31}$$

G.E. = gravedad específica del líquido

H = "Head" en pies de líquido

Caída de presión para gases y vapores

Es estimada con el siguiente conjunto de ecuaciones:

$$\Delta P \text{ (psi)} = 3.36 \times 10^{-6} \times \frac{f L W^2 \bar{V}}{d^5}$$

$$Re = 6.31 \frac{W}{d\mu}$$

$$\Delta P_{\text{estático}} \text{ (psi)} = \frac{\rho \times H}{144}$$

L = longitud equivalente de la línea, pies

W = lb/hr de gas

\bar{V} = volumen específico del gas, cf/lb ($\bar{V} = 1/\rho$)

d = diámetro interno de la línea, pulg.

ρ = viscosidad del gas, cp.

H = "Head" de fluido, pies.

2.12 MEDIDORES DE ORIFICIO

Se utiliza el método ASME para la verificación de los medidores de orificio para líquidos. Las ecuaciones empleadas para diseño son:

$$I = W_h / Fr \times Fa \times D^2 \sqrt{hw/\gamma_f} \dots\dots\dots (1)$$

$$I = q_f / Fr \times Fa \times D^2 \sqrt{hw/\gamma_f} \dots\dots\dots (2)$$

donde:

W_h = flujo máximo, (lb/hr)

D = diámetro interno actual del tubo, (pulg)

I = constante principal del medidor

q_f = flujo máximo volumétrico, (ft³/hr)

hw = rango diferencial, (pulg H₂O)

γ_f = peso específico del fluido, (lb/ft³)

Fr = factor del número de Reynolds

Fa = factor de área

ASME recomienda el siguiente procedimiento de cálculo:

1.- Hallar D , diámetro interior, usando tablas de valores, en caso que no sea dado como dato.

2.- Hallar γ_f , peso específico del fluido a condiciones de operación usando tablas que den este dato para líquidos.

3.- Determinar h_w , el máximo diferencial en pulg. de H_2O , correspondiente a máxima lectura del elemento secundario (manómetro, etc). Según especificaciones normales, los valores del diferencial a usar son: 25, 50, 100 y 200"

H_2O . Para poder asumir el valor del diferencial se utilizó la ecuación de aproximación siguiente para $I = 140$.

$$h_w = \frac{W_h^2}{D^4 \times \gamma_f \times 140^2} \dots\dots\dots (3)$$

4.- Calcular un valor aproximado de I , constante principal del medidor, usando una ecuación simplificada:

$$I = W_h / D^2 \times \sqrt{h_w / \gamma_f} \dots\dots\dots (4)$$

$$I = q_f / D^2 \times \sqrt{h_w / \gamma_f} \dots\dots\dots (5)$$

5.- Leer el valor aproximado de β , relación de diámetros d/D , para el valor de I calculado en el paso anterior. El valor de β se halla en la tabla apropiada para el tipo de elemento primario, ubicación de la toma y diámetro nominal del tubo. Un valor de β recomendable varía entre:

$$0.25 < \beta < 0.65$$

ASME recomienda el siguiente procedimiento de cálculo:

1.- Hallar D , diámetro interior, usando tablas de valores, en caso que no sea dado como dato.

2.- Hallar γ_f , peso específico del fluido a condiciones de operación usando tablas que den este dato para líquidos.

3.- Determinar hw , el máximo diferencial en pulg. de H_2O , correspondiente a máxima lectura del elemento secundario (manómetro, etc). Según especificaciones normales, los valores del diferencial a usar son: 25, 50, 100 y 200"

H_2O . Para poder asumir el valor del diferencial se utilizó la ecuación de aproximación siguiente para $I = 140$.

$$hw = \frac{W_h^2}{D^4 \times \gamma_f \times 140^2} \dots\dots\dots (3)$$

4.- Calcular un valor aproximado de I , constante principal del medidor, usando una ecuación simplificada:

$$I = W_h / D^2 \times \sqrt{hw / \gamma_f} \dots\dots\dots (4)$$

$$I = q_f / D^2 \times \sqrt{hw / \gamma_f} \dots\dots\dots (5)$$

5.- Leer el valor aproximado de β , relación de diámetros d/D , para el valor de I calculado en el paso anterior. El valor de β se halla en la tabla apropiada para el tipo de elemento primario, ubicación de la toma y diámetro nominal del tubo. Un valor de β recomendable varía entre:

$$0.25 \leq \beta \leq 0.65$$

- 6.- Calcular R_d , número de Reynolds para el flujo promedio si se conoce éste, o para el 70% del flujo máximo si se conoce.

Las ecuaciones más utilizadas son:

$$R_d = 0.000132 q_r \times \gamma f / D\mu$$

$$R_d = 0.000132 W_h / D\mu$$

μ = viscosidad absoluta, (lbf-sec/ft²)

- 7.- Determinar F_r , factor del número de Reynolds para el R_d calculado en 6, y el β determinado en 5.
- 8.- Determinar F_a , factor de área por expansión térmica, para el material usado y a la temperatura de flujo.
- 9.- Recalcular el valor de I , utilizando las ecuaciones definidas correspondientes a los datos (1), (2).
- 10.- Determinar el valor real de β correspondiente al valor de I recalculado, utilizando las tablas referidas en 5.
- 11.- Calcular d , diámetro del elemento primario, multiplicando D , diámetro del tubo por β determinado en 10.

En el Anexo 5 se muestra el cálculo realizado para las condiciones de operación del medidor de orificio FRC-107 (Alimentación a Depropanizadora).

CAPITULO 3

UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES DE REFINERIA LA PAMPILLA

3.1 ANTECEDENTES

La Unidad de Concentración de Gases de Refinería la Pampilla, construida en 1967, está constituida por una Sección de Absorción que comprende los Compresores de gases, el Acumulador de alta presión, los Absorbedores Primario y de Esponja y el Agotador, y por una Sección de Fraccionamiento compuesta principalmente por las columnas debutanizadora, depropanizadora y secadora.

Esta Unidad fue diseñada para procesar los productos de tope de la Fraccionadora de la Unidad de Craqueo Catalítico operando a 6,670 EPD de gasóleos de vacío con catalizador de alta alúmina y con un 55% de conversión. Adicionalmente se consideró que esta Unidad también procesaría los productos de tope de las estabilizadoras de la Unidad de Destilación Primaria I (12 BPD) y de la Unidad de Platforming (79 BPD). Durante los años posteriores a su puesta en marcha aumentó el porcentaje de conversión hasta 60%.

En Mayo de 1973 se inició el cambio a catalizador XZ-25 en la Unidad de Craqueo Catalítico con lo que se incrementó el porcentaje de conversión hasta 75%, lo que causó que la Unidad de Recuperación de Gases llegara a producir 1900 BPD de GLP (gases licuados de petróleo) dentro de especificación, y 200 BPD de butano.

Entre Junio y Julio de 1976 se realizó la modificación de la Unidad de Craqueo Catalítico al tipo de "riser cracking".

3.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Para tener una visión más completa del funcionamiento de la Unidad de Concentración de Gases de Refinería La Pampilla, conviene ubicarla dentro de la perspectiva de la planta completa U.O.P. de Craqueo Catalítico Fluido.

3.2.1 Planta U.O.P. de Craqueo Catalítico Fluido

Esta formada por tres secciones: Catalítica, de Fraccionamiento y de Concentración de Gases (ver Diagramas No. 1 y No. 2).

La Sección Catalítica consta del Reactor, Regenerador, Tubo Elevador (Riser), Turbo Soplador y Equipo Auxiliar. La mayor cantidad de catalizador se encuentra en el regenerador, desde donde fluye por una bajante hacia el encuentro de la carga combinada en la "Y" donde comienza el Riser. La gran diferencia de temperaturas entre catalizador y carga origina la vaporización y la reacción de craqueo que ocurre esencialmente en el Riser. El catalizador se separa de la mezcla con el gas en el Reactor. Los gases atraviesan el Ciclón del Reactor y se dirigen hacia la zona de expansión de fondos de la Torre de Fraccionamiento.

Los Productos Finales de la Fraccionadora son el Aceite Clarificado, Aceite Cíclico Pesado (HCO) y Aceite Cíclico Ligero (LCO). Estos son enfriados antes de enviarlos a tanques.

La producción del tope de la Fraccionadora contiene productos de puntos de condensación de 430 °F y más ligeros:

gasolina, gas licuado (GLP) y gas seco, que pasan a ser procesados en la Unidad de Recuperación de Gases.

El material de fondos de la Fraccionadora es un aceite pesado que contiene catalizador arrastrado con los vapores. Este aceite (después de recuperarse) se usa en la preparación de petróleos industriales y como carga para Unidades de Negro de Humo.

3.2.2 Unidad de Concentración de Gases

Los productos del tope de la Fraccionadora, luego de ser enfriados a 100 °F y separada la parte del líquido que retorna a la columna como reflujo, se dirigen hacia la zona de Concentración de Gases, la fase líquida por medio de bombas al Absorbedor Primario y los gases a los pasos de compresión.

El primer paso en el proceso de Concentración de Gases es la separación del gas seco no condensable, de modo que los componentes más pesados se puedan fraccionar convencionalmente. Un sistema de absorbedores y agotador (stripper) es utilizado para esta separación primaria. La base para este sistema es el Enfriador y el Acumulador de alta presión a través del cual pasan todas las corrientes internas y carga.

El Acumulador de alta presión, además de servir como tambor de compensación y de separador de fases líquido-vapor de hidrocarburos, sirve para eliminar el agua, la que condensada retorna a la zona de la Fraccionadora de Craqueo.

El gas liberado en el Acumulador de alta presión se dirige al fondo del Absorbedor Primario, en contracorriente con la

gasolina de craqueo no-estabilizada que entra por el tope. La gasolina absorbe prácticamente los butanos y la mayor parte de propanos del gas del Acumulador y luego ingresa al fondo del Absorbedor de Esponja, donde los propanos que aún arrastra pueden ser recuperados por el aceite ciclico ligero (LCO), saliendo por el tope. El gas que sale del tope de este Absorbedor es gas seco. El aceite "rico" del fondo del Absorbedor vuelve a la Fraccionadora como reflujo de tope al Plato # B, ligeramente más abajo que el reflujo de gasolina.

La gasolina del fondo del Acumulador de alta presión pasa a un agotador (Stripper) donde se eliminan los componentes ligeros que vuelven al Enfriador de alta presión y al Acumulador. La gasolina agotada pasa a la Debutanizadora donde es estabilizada para enviarla a la Unidad Mérox.

El producto de tope, compuesto por propanos y butanos, previo lavado con soda y agua para eliminar el ácido sulfídrico que aún arrastra, es enviado a la Depropanizadora y Secadora donde se fracciona para producir propano y butano puros o mezclados, de acuerdo a los requerimientos.

Los rendimientos y calidades dependen ante todo de la calidad de alimentación, tipo de catalizador y la severidad del craqueo.

3.3 ESPECIFICACIONES DE DISEÑO ORIGINAL U.O.P (6670 BPD)

3.3.1 Especificaciones del Proceso

Tipo de Unidad: Unidad de Recuperación de Gases de Alta Presión consistente en Absorbedores Primario y de Esponja, Stripper, Debutanizadora, Tratamiento de Lavado Cáustico y con Agua, Depropanizadora y Columna Secadora de Propano.

Carga a la Unidad: Productos de Craqueo Catalítico Fluido de una Unidad FCC operando a un 55% en volumen de conversión sobre mezclas de 2 gasóleos de vacío (G.O.V.)

Caso 1: G.O.V. de Mezcla # 1 - 40% crudo de Compañía Petrolera Lobitos, 30% de Felco Petroleum Co. y 30% de Empresa Petrolera Fiscal.

Caso 2: G.O.V. de Mezcla # 2 - 23.9% de mezcla anterior y 76.1% de crudo Hualtacal. Las alimentaciones extrañas consisten en (1) líquido neto de tope de Unidad Estabilizadora y (2) líquido neto de tope de Estabilizadora de Platformins.

Recuperación:

	(mol %)	
	caso 1	caso 2
	-----	-----
Propano - Propileno	95.0	93.6
Butano - Butileno	99.1	99.0

3.3.2 Resumen de Compresores

Servicio	CASO 1		CASO 2	
	1a. Etapa	2a. Etapa	1a. Etapa	2a. Etapa
Capacidad, Normal, MMSCFD	4.19	3.45	5.13	4.31
Temperatura, Succión °F	100	100	100	100
Descarga °F	180	180	180	180
Presión, Succión PSIG	0	53	0	53
Descarga PSIG	63	215	63	215
Relación de Compresión	3.42	3.42	3.42	3.42
Valor "n" estimado	1.12	1.14	1.13	1.15
Peso molecular del gas	42.0	37.0	38.6	33.8
Composición del gas, % molar (Componentes)				
H ₂ O	4.2	1.4	4.2	1.3
Inertes	6.9	0.2	7.1	0.4
H ₂ S	-	-	0.5	0.6
H ₂	10.2	12.3	16.1	19.3
C ₁	10.9	13.1	10.5	12.4
C ₂ =	3.8	4.5	3.5	4.1
C ₂	6.1	7.2	5.6	6.5
C ₃ =	13.4	15.1	13.7	15.5
C ₃	6.5	7.4	4.4	5.0
C ₄ =	11.5	10.6	10.4	10.0
i-C ₄	7.3	0.3	5.4	5.7
n-C ₄	1.6	3.1	2.1	2.2
C ₅ =	6.0	4.2	7.3	5.6
i-C ₅	5.6	4.1	3.1	2.4
n-C ₅	0.6	0.4	0.6	0.4
C ₆ =	5.5	0.4	5.5	0.6
	-----	-----	-----	-----
	100.0	100.0	100.0	100.0

3.3.3 Resumen de columnas de fraccionamiento

SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION (DISEÑO ORIGINAL: 6670 BPD)

SERVICIO ITEM No.	ABSORBEDOR PRIMARIO		ABSORBEDOR ESPONJA		STRIPPER	
	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
PRESION DE OPERACION, PSIG	200		195		220	
TEMPERATURA DE TOPE, °F	110		110		180	
TEMPERATURA DE FONDOS, °F	120		120		265	
No. ETAPA DE ALIM. DESDE EL TOPE	-		-		1	
SECCION DE LA COLUMNA	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
DIAMETRO INTERN, pies-pulg.	3'-0"		2'-6"		4'-6"	
No. DE ETAPAS	30		20		24	
ESPACIAMIENTO ENTRE ETAPAS, pulg.	24"		12"		24"	
TIPO DE ETAPA	VALVULA		VALVULA		VALVULA	
No. DE PASOS DE LIQUIDO	1		1		1	
CARGAS DE COLUMNA	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
REGIMEN DE VAPOR, lb/hr.	5450	15330	4060	5450	18330	31110
DENSIDAD DEL VAPOR, lb/cf.	0.71	1.13	0.57	0.71	1.65	2.01
TEMPERATURA DEL VAPOR, °F.	110	120	110	110	180	265
P MAX. EN COLUMNA, PSI.	5		5		5	
REGIMEN DE LIQUIDO, lb/hr.	37240	46880	20020	21410	72490	84770
DENSIDAD DEL LIQUIDO, lb/cf.	46.5	41.5	56.8	53.9	39.9	35.5
TEMPERATURA DEL LIQUIDO, F	100	120	100	120	150	200
TIPO DE SISTEMA	HIDROC. LIG.		HIDROCARBUROS		HIDROC. LIG.	
TENDENCIA A FORMAR ESPUMA	MODERADO		MODERADO		MODERADO	

3.3.3 Resumen de columnas de fraccionamiento

(CONT')

SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION (DISEÑO ORIGINAL: 6670 BFD)

SERVICIO ITEM No	DEBUTANIZADORA		DEPROPANIZADORA	
	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
PRESION DE OPERACION, PSIG	155		265	
TEMPERATURA DE TOPE, °F	145		120	
TEMPERATURA DE FONDOS, °F	375		225	
No. ETAPA DE ALIM. DESDE EL TOPE	18		16	
SECCION DE LA COLUMNA	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
DIAMETRO INTERN, pies-pulg.	3'-6"	4'-6"	3'-0"	
No. DE ETAPAS	17	17	15	15
ESPACIAMIENTO ENTRE ETAPAS, pulg.	24"		24"	
TIPO DE ETAPA	VALVULA		VALVULA	
No. DE PASOS DE LIQUIDO	1	2	1	1
CARGAS DE COLUMNA	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
REGIMEN DE VAPOR, lb/hr.	44300	57000	21760	27120
DENSIDAD DEL VAPOR, lb/cf.	1.57	1.80	2.70	3.12
TEMPERATURA DEL VAPOR, °F	145	375	120	225
P MAX. EN COLUMNA, PSI.	5		5	
REGIMEN DE LIQUIDO, lb/hr.	32000	99500	17200	34620
DENSIDAD DEL LIQUIDO, lb/cf.	30.5	37.8	29.4	27.4
TEMPERATURA DEL LIQUIDO, F	135	365	115	220
TIPO DE SISTEMA	HIDROC. LIG.		HIDROC. LIG.	
TENDENCIA A FORMAR ESPUMA	BAJO		MODERADO	

3.3.4. Válvulas de control de concentración de gases : DISEÑO ORIGINAL

ITEM No.	PRESIÓN ENT/CAL (PSIG)	GPM (SCFH rAx)	DIAM. VALV.	MEDID. PORT.	Cv CALC.	GE (GE)	TIPO OBTURADOR
13-FRC-138	57/0	(314,200)	75	FULL	110	(1.33)	EQ % CONTOURED
14-LC-19	250/220	30	1"	FULL	9	0.93	LINEAR CONTOURED
14-LCI-24	200/25	14	1"	1/2"	3.2	0.99	% PORTED
14-LC-27	275/245	229	4"	POINT 4	75	0.663	LINEAR CONTOURED
14-LC-33	250/220	141	2"	FULL	48	0.665	LINEAR CONTOURED
14-LC-38	195/50	50	1"	FULL	9	0.865	LINEAR CONTOURED
14-FRC-41	235/210	45	2"	POINT 4	19	0.91	LINEAR CONTOURED
14-FRC-43	190/30	(93,202)	2"	POINT 4	19	(0.57)	LINEAR CONTOURED
14-TRC-45	145/135	126	2"	FULL	36	0.66	DIVERTING (LINEAR)
14-LC-350	220/160	166	2"	FULL	48	0.59	LINEAR CONTOURED
		+ (31600)				(2.73)	
14-FRC-55	85/50	91	1.1/2"	FULL	28	0.762	LINEAR CONTOURED
		76				0.819	
14-FRC-61	100/50	33	1"	FULL	9	0.755	LINEAR CONTOURED
14-LC-66	100/85	77	1.1/2"	FULL	28	0.755	LINEAR CONTOURED
14-FRC-79	85/50	302	3"	FULL	110	0.767	LINEAR CONTOURED
14-FRC-80	193/175	101	1.1/2"	FULL	28	0.524	LINEAR CONTOURED
14-LIC-87	150/146	(290,000)	6"	FULL	270	(1.74)	DIVERTING (LINEAR)
14-FRC-84	145/30	(93,600)	2"	FULL	48	(1.74)	LINEAR CONTOURED
14-LCI-94	180/70	1	1"	1/8"	0.23	0.99	% PORTED
14-FRC-107	315/290	46	1"	FULL	12	0.524	LINEAR CONTOUR
14-LC-117	235/180	27	1"	3/4"	5.4	0.56	% PORTED
14-LC-102	50/2	15				0.78	
14-FRC-122	20/10	7	1"	3/4"	5.4	0.934	% PORTED
14-FRC-121	300/200	62	1.1/2"	FULL	21	0.495	LINEAR CONTOURED
14-LC-128A	300/275	26	1"	FULL	9	0.495	LINEAR CONTOURED
14-LC-128B	265/264	(173,200)	4"	FULL	124	(1.48)	DIVERTING (LINEAR)
14-FRC-125	255/30	(40,400)	1"	FULL	12	(1.48)	LINEAR CONTOURED
14-LC-135	255/235	18.5	1"	1/2"	5.2	0.495	LINEAR CONTOURED
14-FRC-137	20/10	0.8	1"	1/4"	2.78	0.934	% PORTED

CAPITULO 4

EVALUACION DE LA UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES DE REFINERIA LA PAMPILLA PARA LA AMPLIACION DE LA U.C.C.F. A 8000 BPD

4.1 BASES DE DISEÑO

El presente Diseño Básico fue realizado con el objeto de ampliar la capacidad de procesamiento de la Unidad de Concentración de Gases de Refinería La Pampilla, para las nuevas cargas consideradas en la ampliación de la Unidad FCC de Refinería La Pampilla a 8000 BPD. Se prepararon nuevos Balances de Materia y Energía, se evaluaron las columnas y recipientes, equipos de intercambio de calor, equipos de bombeo y compresores, y las líneas y equipos misceláneos para la nueva carga de diseño.

Para la realización del diseño se consideraron las siguientes bases:

a) La nueva capacidad de diseño de la Unidad será suficiente para procesar el volumen de gases que se obtendrán en la ampliación de la Unidad FCC a 8,000 BPD, con el uso del Catalizador CBZ-1.

b) Se derivará parte de la gasolina neta producida directamente al drum de alta presión (14-D3) para no congestionar el Absorbedor Primario (14-C1), el cual continuará cumpliendo su función.

c) Se modificará el punto de control de presión de la Fraccionadora principal (drum de tope : 13-D12), reinstalando el punto de toma al drum de succión (14-D1) de

la primera etapa de compresión. Esta modificación permitirá un mejor control de la presión en la succión de la primera etapa de compresión, según recomendación de UOP al respecto.

d) Se implementará un sistema de control de presión en la segunda etapa de compresión con la instalación de una línea de retorno de gases, proveniente del Drum de Alta Presión (14-D3) hacia la entrada del drum de succión de la segunda etapa de compresión (14-D2). El control se hará con una nueva válvula: 14-PRC-140.

e) Se continuará utilizando la Unidad de Tratamiento Mérox de Gasolina FCC, modificada y ampliada específicamente para el tratamiento de gasolina de Riser-Cracking con el Catalizador Mérox SW de UOP.

f) Se continuará utilizando la Sección de Tratamiento Cáustico de GLP sin modificaciones, habiéndose verificado que es de capacidad suficiente para el volumen de GLP que se obtendrá en la Ampliación de la Unidad FCC a 2000 BPD.

4.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA Y RESULTADOS GENERALES

4.2.1 Balance de Materia y Energía

Se ha realizado el Balance de Materia y Energía para el Catalizador CBZ-1 (el de mayor rendimiento de GLP y Gasolina), valores que sirven de base en la presente verificación y ampliación de la Unidad. Los resultados del Balance se muestran al final de esta Sección.

4.2.2 Información General

A continuación se presentan los resultados y comentarios referentes a la evaluación de los equipos de la Unidad de

Concentración de Gases con las nuevas condiciones de operación consideradas para la ampliación.

A) RECIPIENTES

Se han verificado los principales parámetros de las Torres de Absorción, Destilación, Despojamiento y Lavado de la Unidad de Concentración de Gases, encontrándose que dichos equipos son satisfactorios para las nuevas condiciones de operación. En lo referente a las Torres Debutanizadora (13-C4) y Depropanizadora (13-C5), se estima que operarán a 60% de inundación en los fondos, para una relación de reflujo de 1.6 y 1.2 respectivamente. Las columnas Absorbedora Primaria (13-C1) y de Esponja (13-C2), se estima que operarán a 42% y 20% de inundación en los fondos, por lo que no habrá problemas en la operación bajo las nuevas condiciones. Los equipos antes mencionados se han evaluado con la ayuda de los Programas Mecanizados WHENDI, STAB y NGPA, previa comprobación de su aplicabilidad mediante la verificación de dichas Torres con las condiciones de operación del Diseño Original y estudio de ampliación de UOP.

El Stripper-Reboiler (13-C3) se estima que operará satisfactoriamente (71% de inundación en los fondos). Las Torres de Lavado Cáustico (13-D5/6) y con agua (13-D7), se han verificado que son adecuados para el nuevo volumen de GLP a tratarse (1,976 BPD).

Se estima en general, que los tambores (drums) de separación líquido-vapor de la Unidad operarán satisfactoriamente con las nuevas condiciones de operación. En la evaluación se ha determinado que el recipiente de separación en la succión de la segunda etapa de compresión (14-D2) tendrá un tiempo de

residencia de 7 minutos contra 10 minutos de diseño; el Separador de Alta Presión (14-D3) tendrá 9.3 minutos contra 12.8 minutos de diseño; el Separador de Tope de la Debutanizadora (14-D4) tendrá 8 minutos contra 9 minutos de diseño; y el Separador de Tope de la Depropanizadora tendrá 9 minutos contra 9.7 minutos de diseño.

Se observa que los tiempos de residencia de los separadores están cerca del rango de operabilidad recomendado por UOP (10 minutos), por lo cual se estima una operación satisfactoria de los mismos.

B) INTERCAMBIADORES DE CALOR Y ENFRIADORES

a) Intercambiadores de Calor

Se ha verificado que los intercambiadores de calor existentes operarán satisfactoriamente con las nuevas condiciones de operación, excepto el 14-E5 y 14-E15 que requieren duplicar su área neta de intercambio. Se recomienda solo el cambio del 14-E5 por un nuevo intercambiador (114-E5), dejando en operación al 14-E15 (rebcoiler de columna secadora de Propano/GLP), en razón de no considerarse justificable su cambio por uno mayor, dado que en diseños modernos de Unidades de Recuperación de Gases se está eliminando del todo la Torre Secadora - caso de la Unidad de Talara -. Sin embargo, se considera conveniente que el actual sistema de secado, sin modificaciones, continúe en servicio.

A continuación se muestran las cargas calóricas de los diversos intercambiadores requeridos para la ampliación, comparadas con las del diseño original.

No.	Servicio	Diseño MMBTU/H	Ampliación MMBTU/H
14-E5	Gasolina Debutanizada vs carga del Stripper	1.45	3.08
14-E6	Gasolina Debutanizada vs fondos del Stripper	2.20	2.79
14-E7	Reboiler del Stripper	4.77	5.59
14-E9	Reboiler de la Debutanizadora	7.12	7.51
14-E12	Carga Depropanizadora vs fondos Depropanizadora	0.32	0.26
14-E13	Reboiler de la Depropanizadora	3.01	2.60
14-E15	Reboiler de la Secadora	0.35	0.86
14-E16	Enfriador de agua de Propano seco	0.11	0.22

Se adjuntan las hojas de especificación para la compra del nuevo intercambiador 14-E5 requerido para la ampliación en reemplazo del existente, el cual se retirará del servicio.

b) Enfriadores de Aire

Se ha verificado que los enfriadores de aire operará satisfactoriamente con las nuevas condiciones de operación, excepto el Enfriador de alta presión 14-E2, el Enfriador de Gasolina 14-E8 y el Condensador 14-E14. A continuación se muestran las cargas calóricas requeridas para la ampliación y las del diseño original.

<u>No.</u>	<u>Servicio</u>	<u>Diseño</u> <u>MMBTU/H</u>	<u>Ampliación</u> <u>MMBTU/H</u>
14-E1	Enfriador de inter-etapa de compresión	2.15	1.31
14-E2	Enfriador de alta presión	4.77	6.09
14-E3	Enfriador de inter-etapa del Absorbedor Primario	0.76	0.48
14-E4	Enfriador de LCO al Absorbedor de Esponja	1.72	1.85
14-E8	Enfriador de fondos de la Debutanizadora	2.38	3.52
14-E10	Condensador de Debutanizadora	6.01	6.16
14-E11	Enfriador de fondos de la Depropanizadora	0.37	0.35
14-E14	Condensador de Depropanizadora	2.99	3.18
14-E17	Enfriador de Condensado	0.98	1.06

Se adjuntan las hojas de especificación para la compra de los nuevos Enfriadores 14-E2B, 14-E8B y 14-E17, los cuales se considera pueden ir montados en una sola estructura con tres paquetes independientes. El enfriador actual 14-E17 se utilizará para proporcionar el "duty" adicional requerido por el condensador de la Depropanizadora. Los enfriadores 14-E2A (existente) y 14-E2B (nuevo) operan en paralelo, igualmente los enfriadores 14-E8A (existente) y 14-E8B (nuevo). El Condensador 14-E14A existente operará en paralelo con el 14-E17 (reubicado funcionalmente).

C) BOMBAS Y COMPRESORES

Con las nuevas condiciones de operación de la Ampliación, se ha analizado la operabilidad de las bombas existentes, encontrándose que éstas operarán satisfactoriamente. En el

informe se muestran las hojas de especificación de las bombas con las nuevas condiciones de operación. Además se adjuntan las curvas de performance con el nuevo punto de operación.

Se ha encontrado que el compresor 14-G-1 A/B es suficiente para los nuevos requerimientos de la Unidad. Se estima que ambos compresores operarán al 63/67% de su capacidad, comprimiendo cada uno el 50% del volumen de gases provenientes de la Unidad FCC.

Se adjunta la hoja de especificación del Compresor con las nuevas condiciones de operación. Cada Compresor se estima podrá operar hasta con el 75% de la carga normal de gases de la Unidad.

D) ENFRIADORES DE AGUA

Se ha calculado que el enfriador 14-E16 (fondos de columna secadora de Propano/GLP), requeriría duplicar su área de enfriamiento mediante adición de un nuevo enfriador en paralelo con el existente, en el caso que se incrementara la carga calorica del reboiler de la columna de secado. Como se está recomendando mantener éste último equipo sin modificaciones, se estima que tampoco es necesario incrementar el área del enfriador existente 14-E16.

E) INSTRUMENTACION

a) Válvulas de Control

Se ha revisado la performance de las válvulas de control, encontrándose que son necesarios los siguientes cambios:

<u>No.</u>	<u>Servicio</u>	<u>Observación</u>
14-TRC-45	Sobrepaso de carga del Stripper	Cambio de válvula
14-LC-50	Nivel de fondos de la Debutanizadora	Cambio de válvula
14-FRC-55	Sobrepaso de LCO al Absorbedor	Cambio de válvula
14-FRC-107	Carga de la Depropanizadora	Cambio de válvula
14-LC-135	Propano a tanques	Cambio port-size de 1/2" a 3/4"
14-PRC-140	Spill Back de 2da. etapa de compresión	Nueva válvula
14-PIC-141	Salida a Sistema de Gas Combustible en caso de mayor producción de gases a los estimados en la evaluación.	

Se adjuntan las hojas de especificaciones para la compra de las nuevas válvulas, así como las nuevas condiciones de operación de las demás válvulas existentes que continuarán en servicio.

b) Instrumentos de Flujo

Se ha verificado la performance de los medidores de flujo (orificios), encontrándose que no se requieren cambios de las placas de orificios, aunque si del diferencial de algunos de ellos. Se deberá cambiar el diferencial a 200" H₂O a los siguientes medidores de orificio: 14-FR-31, 14-FR-55, 14-FR-107, 14-FR-124 y 14-FR-33. Se adjuntan las condiciones de operación de la ampliación para los medidores de orificio existentes.

F) TUBERIAS

Se han verificado los diámetros de las tuberías de la Unidad en general, encontrándose que son adecuadas para el servicio considerado.

Se han especificado nuevas tuberías y accesorios necesarios para las interconexiones nuevas para la operación de la Unidad.

Estas especificaciones se muestran en detalle en la parte correspondiente a tuberías " corresponden principalmente los siguientes:

. Línea para el sistema de control de presión de la succión de la segunda etapa de compresión con el retorno de los gases del drum de alta presión (4"Ø) mediante la 114-PRC-140.

. Línea para el sistema de descarga de gas del drum de alta presión al sistema de gas combustible de la refinería mediante la 114-PIC-140.

. Líneas de interconexiones de los nuevos enfriadores de aire e intercambiadores de calor con el sistema existente.

BALANCES DE MATERIA Y CONDICIONES DE OPERACION

Página 2 de 7

Fecha _____

Hecho por _____

PROYECTO **AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO A 8000 B/SD**

-UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES

CORRIENTE	°API (LB/CAL)	K ^o	P.M.	GRAV. A C. OP. (LB/CF)	TEMP. °F	PRES. PSIG	FLUJO BPSD (MSCFD)	FLUJO A C.O.P. (BPS)	MOL/h	FLUJO MASICO LB/HR	h	Q
SALIDA DE ENFREADOR	—		—	—	100	200	—	—	2380	124468	35	4.33
VAFOR	—		3.7	(1.23)	100	200	(3.90)	(3.05)	427.0	13516	145	1.96
AGUA A CONDENSADOR DEL COL. FCC	10.0		18.0	0.994	100	200	14			7774	40	0.81
ALIMENTACION A STRIPPER	89.6		67.8	0.615	100	200	11044	335	1523.2	103178	23	2.36

BALANCES DE MATERIA Y CONDICIONES DE OPERACION

Página de
 Fecha
 Hecho por

PROYECTO AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO A 8000 B/SD
 -UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES

CORRIENTE	API (LB/CAL)	K	P.M.	GRAV. A C. OP. (LB/CF)	TEMP. OF	PRES. PSIG	FLUJO FPSD (MSCFD)	FLUJO A COP (CES)	̄MOL/h	FLUJO MASICO LB/HR	h BTU/E	Q MBTU/HR
SECCION DE ABSORCION												
GAS AL ABSORBEDOR PRIMARIO		—	31.7	(1.23)	100	200	(3.90)	(3.05)	427.0	13516	145	1.96
GASOLINA NO-ESTAB. A ABSORB. PRIMARIO	58.6	—	96.4	0.727	100	—	373	111	420.8	40577	19	0.77
LIQUIDO AL ENFRIADOR ENTRE ETAPAS	71.4	—	82.1	0.665	120	—	—	125	506.0	41528		
ENFRIADOR ENTRE ETAPAS 1-4-E-3												0.48
LIQUIDO DEL ENFRIADOR ENTRE ETAPAS	71.4	—	82.1	0.675	100	—	—	123	506.0	41528		
AGUA DEL ENFRIADOR A DRENAJE	10.0	—	180	—	100	—	—	—	2.0	36	40	
FONDOS DEL ABSORBEDOR PRIMARIO	75.8	—	78.5	0.655	120	—	4781	145	606.9	47657	31	1.48
GAS AL ABSORBEDOR DE ESPONJA			26.7	(.952)	110	195	(2.19)	(1.88)	240.9	6436	120	0.77
LOO AL ABSORBEDOR DE ESPONJA	19.1	—	190.0	0.925	100	—	1300	38.5	93.7	17803	17	0.30
AGENTE RIOO DEL ABSORB. DE ESPONJA	28.1	—	154.8	0.870	120	—	1525	45.3	127.6	19744	31	0.61
GAS SOBRE A SIST DE GAS COMESTIBLE	—	—	21.7	(.74)	110	190	(1.89)	(1.68)	207.1	4495	102	0.46

BALANCES DE MATERIA Y CONDICIONES DE OPERACION

Página 1 de 7

Fecha _____

Hecho por _____

PROYECTO AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO A 8000 B/SD
-UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES.

CORRIENTE	°API (LB/GAL)	K	P.M. C. OP. (LB/CF)	GRAV. A C. OP. (LB/CF)	TEMP. OP	PRES. PSIG	FLUJO BPSD (MASCOP)	FLUJO A C. OP. (BPS)	MOL/h	FLUJO MASICO LB/HR	h BTU/LB	Q MMBTU/HR
SECCION DE COMPRESION												
GAS A 1ª ETAPA DE COMPRESION	—		42.9	(.197)	100	12.	(4.88)	(32.8)	535.2	22946	175	4.02
DESCARGA DE 1ª ETAPA	—		42.9	(.567)	170	71.	(4.88)	(11.3)	535.2	22946	198	4.53
GLP DE DESTILACION PRIMARIA	(4.71)		55.6	0.530	100		187	5.8	27.7	1539	18	0.03
INYECCION DE AGUA	10		18	0.988	125			15.7	43.9	7774	65	0.51
TOTAL AL ENFRIADOR ENTRE ETAPAS 14-E-1	—		43.5	—	158	71.	—	—	994.8	32259	157	5.07
VAPOR	—		43.5	(.992)	158	71.	(5.13)	(11.5)	562.9	24485	180	4.48
LIQUIDO	—				158					7774	76	0.59
ENFRIADOR 14-E-1												
TOTAL DE SALIDA DEL ENFRIADOR	—		—	—	100	61.	—	—	562.9	24485	133	3.56
VAPOR A 2ª ETAPA DE COMPRESION	—		39.6	(.522)	100	61.	(4.32)	(10.0)	474.6	18793	163	3.06
LIQUIDO ENTRE ETAPAS	—		—	—	100	61.	—	—	88.3	5692	34	0.50
HIDROCARBUROS	93.0		68.4	0.605	100	61.	603	18.4	81.4	5568	34	0.19
AGUA	10.0		18.0	0.994	100	61.	9	15.0	43.9	7774	40	0.31
DESCARGA DE 2ª ETAPA DE COMPRESION	—		39.6	(1.495)	170	215.	(4.32)	(3.50)	474.6	18793	185	3.48
FONDOS DE ABSORB. PRIMARIO	75.8		78.5	0.644	120	215.	4781	145	606.9	47657	31	1.48
VAPORES DE TOPE DEL STRIPPER	—		43.7	(1.700)	180	215.	(5.29)	(4.15)	521.0	25365	193	4.90
GLP DE PLATFORMING	(4.38)		48.8	0.500	100	215.	120	3.7	18.8	917	24	0.02
GASOLINA A ENFRIADOR DE ALTA PRESION	58.6		96.6	0.727	100	215.	1702	51	191.7	18504	19	0.35
TOTAL ENFRIADOR 14-E-2	—		—	—	160	215.	—	—	2380	124468	86	10.73
VAPOR	—		38.1	(1.47)	160	215.	(7.18)	(5.67)	788.0	29991	180	5.40
LIQUIDO	—		—	—	160	215.	—	—	1592.2	94477	53	5.33
HIDROCARBUROS	76.6		74.7	0.623	160	215.	—	278	1160.3	86703	58	
AGUA	10.0		18.0	0.978	100	215.	—	0.5	43.9	7774	40	0.31
ENFRIADOR 14-E-1												6.09

BALANCES DE MATERIA Y CONDICIONES DE OPERACION

Página 5 de 7
 Fecha _____
 Hecho por _____

PROYECTO AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO A 8000 B/SD
 -UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES.

CORRIENTE	°API	K	P.M.	SAV. A	TEMP. PRES.	FLUJO	FLUJO	FLUJO	h	Q
DEBUTANIZADORA	(LB/GAL)		C. OP.	(LB/CF)	OF	PSIG	(MASCOD)	GM/OP.	FLUJO MASICO	LB MESH/HR
ADENTACION A LA DEBUTANIZADORA	71.3	—	82.6	—	250	155	7640	—	77894	111.
VAPOR	—	—	58.0	(1.48)	250	155	—	(1.60)	8519	220
LIQUIDO	—	—	87.2	0.610	250	155	—	227	69330	98
MOVES DE TOPE DE LA COLUMNA	—	—	50.6	(1.34)	142	150	(7.46)	(8.58)	44	1
CONDENSADOR 14-E-10										
ALIDA DEL CONDENSADOR	124.8	—	50.6	0.51	110	145	—	162	4457	30
REFLUJO	124.8	—	50.6	0.51	110	145	—	100	25512	30
LIQUIDO NETO DE TOPE	124.8	—	50.6	0.51	110	145	1977	62	15945	30
UNIDO AL REBOILER	65.0	—	98.7	0.54	355	155	—	205	55105	170
BOILER 14-E-9										
ALIDA DEL REBOILER	—	—	—	—	395	155	—	—	55105	306
VAPOR	—	—	98.7	(1.81)	395	155	—	(8.46)	55105	—
LIQUIDO	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
INDOS AL INTERCAMBIADOR 14-E-6	57.5	—	98.7	0.595	355	—	5663	208	61904	170
INTERCAMBIADOR 14-E-6										
INDOS AL INTERCAMBIADOR 14-E-5	57.5	—	98.7	0.640	288	—	5663	193	61904	125
INTERCAMBIADOR 14-E-5										
INDOS AL ENFRIADOR 14-E-8	57.5	—	98.7	0.685	205	—	5663	181	61904	75
ENFRIADOR 14-E-8										
INDOS A TRATAMIENTO METOX	57.5	—	98.7	0.735	100	—	5663	168	61904	18

UNDES DE MATERIA Y CONDICIONES DE OPERACION

Página 6 de 7

Fecha _____

Hecho por _____

AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO A 8000 B/DS

-UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES

EFECTO	°API	K	P.M.	RAV. A C. OP. (LB/CF)	TEMP. OF	PRES. PSIG	FLUJO BPSD (MASCSD)	FLUJO C.O.P. (CF)	FLUJO MOL/h	FLUJO MASICO LB/HR	h	Q
CORRIENTE DEPROPANIZADORA												
DE DEHIDRATIZADORA A PRECALENTADOR 14-E-12	(4.61)		50.6	0.51	110	—	1976	62	34.5	15928	30	0.48
ON A LA COLUMNA	(4.61)		50.6	0.49	143	265	1976	65	34.5	15928	47	0.74
AL CONDENSADOR 14-E-14	—		45.4	(2.02)	130	260	(292)	467.1	21215	21215	175	3.71
TOPE DE SECADORA			45.4	(2.02)	130	260	(0.58)	92.6	4208	4208	175	0.74
TOPE NETO DE DEHIDRATIZADORA			45.4	(2.02)	130	260	(1.06)	170.2	7730	7730	175	1.35
REFLUJO A LA COLUMNA 14-E-14			45.4	(2.02)	130	260	(1.28)	204.2	9277	9277	175	1.62
AL ACUMULADOR DE TOPE	—		45.4	0.485	100	255	87	467.1	21215	21215	25	0.53
REFLUJO	(4.47)		45.4	0.485	100	255	1186	38	204.2	9277	25	0.23
CARGA A SECADORA	(4.47)		45.4	0.485	100	255	49	262.8	11938	11938	25	0.30
AL REBOILER	(4.81)		56.8	0.450	212	265	97	385.6	21910	21910	99	2.17
REBOILER 14-E-13												2.60
UNDA DEL REBOILER												4.77
VAPOR			56.8	(2.23)	214	265	(3.12)	385.6	21910	21910	—	—
LIQUIDO												—
DES A INTERCAMBIADOR 14-E-12	(4.81)		56.8	0.450	212	265	973	36	144.3	8198	100	0.82
INTERCAMBIADOR												0.26
DES A ENFRIADOR 14-E-11	(4.81)		56.8	0.490	170	265	973	33	144.3	8198	68	0.56
ENFRIADOR 14-E-11												0.35
DES A ALMACENAMIENTO	(4.81)		56.8	0.54	100	265	973	30	144.3	8198	25	0.21

BALANCES DE MATERIA Y CONDICIONES DE OPERACIONPágina 4 de 7

Fecha _____

Hecho por _____

PROYECTO

AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO A 8000 B/SD

- UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES.

CORRIENTE STRIPPER	°API (LB/CAL)	X	P.M.	GRAV. A C. OP. (LB/CF)	TEMP. OF	PRES. PSIG	FLUJO BFSD (MMSCFD)	FLUJO A C. OP. CFM (CFS)	MOL/h	FLUJO MASICO LB/HR	h BTU/LB	Q MMBTU/HR
ALIMENTACION A PRECALENTADOR 14-E-5	89.6	—	67.8	0.615	100	—	11044	335	1523.2	103212	21	2.15
PRECALENTADOR 14-E-5	—	—	67.8	—	140	—	11044	—	1523.2	103212	51	3.08
ALIMENTACION AL STRIPPER	—	—	38.0	(1.44)	140	—	—	(0.74)	100.6	3822	—	—
VAPOR	—	—	69.9	0.612	140	—	—	235	1422.6	99390	—	—
LIQUIDO	82.9	—	43.7	(1.70)	180	21.5	(5.29)	(4.15)	581.0	25365	193	4.90
VAPORES DE TOPE DEL STRIPPER	—	—	67.4	0.548	197	220	—	442	1797.7	121162	84	10.13
LIQUIDO DEL PLATO DE FONDOS	89.5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	2.79
INTERCAMBIADOR 14-E-6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
CARGA AL REBOILER 14-E-7	—	—	—	—	209	—	—	—	1797.7	121162	107	12.92
VAPOR	—	—	51.0	(2.05)	209	—	—	(1.81)	281.3	13325	—	—
LIQUIDO	85.7	—	70.2	0.550	209	—	—	390	1596.4	107837	—	5.59
REBOILER 14-E-7	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
VAPORES DEL REBOILER	—	—	50.6	(1.99)	249	220	—	(6.05)	855.5	43314	227	9.84
FONDOS DEL STRIPPER	71.3	—	82.6	0.589	249	220	7640	264	942.2	77848	111	8.67

PLANCES DE MATERIA Y CONDICIONES DE OPERACION

Página 7 de 7

Fecha _____

Hacho por _____

PROYECTO AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO A 8000 B/SD

-UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES.

CORRIENTE	°API	K	P.M.	RAV. A	TEMP.	PRES.	FLUJO	FLUJO	FLUJO	FLUJO	h	Q
COLUMNA DE SECADO	LA/GAL		C. Op.	(LB/CP)	°F	PSIG	BPSD	MOL/h	MASICO	OP.	HR	MBTU/HR
	(4.47)		(LB/CP)				(MMSCFD)		LB/HR	CPM		
UMENTACION A LA COLUMNA			45.4	0.485	100	260	—	49	11938	—	25	0.30
PORES DE TOPE A CONDENSADOR 14-E-14			45.4	—	130	260	—	—	4208	—	175	0.74
HIDROCARBUROS			45.4	—	130	260	—	—	4208	—	—	—
AGUA			—	—	130	260	—	—	6	—	—	—
FLUIDO AL REBOILER			—	0.455	140	265	—	66	15000	—	—	0.80
ILIER 14-E-15	(4.47)											
FLUIDO DEL REBOILER			—	—	140	265	—	—	—	—	111	1.66
VAPOR			—	—	140	265	—	—	—	—	172	1.25
LIQUIDO AL ENFRIADOR 14-E-16	(4.47)		45.4	0.455	140	265	1003	34	7730	—	—	0.40
ENFRIADOR 14-E-16												
AGUA A ALMACENAMIENTO	(4.47)		45.4	0.485	100	—	1003	32	7730	—	25	0.19

4.3 COSTOS

ESTIMADO DE INVERSIONES DEL PROYECTO DE AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES CORRESPONDIENTE A LA AMPLIACION DE LA UNIDAD FCC A 8 MB/DO.

	M. U. S. \$

1. TUBERIAS Y ACCESORIOS	79.3
. Materiales incluyendo fletes e impuestos	39.6
. Erección y Montaje	39.6
2. ENFRIADOR DE AIRE (con 3 bultos independientes)	151.2
. Equipos, incluyendo central de motor y arrancador.	136.3
. Erección y Montaje (incluye Obras Civiles y Elect).	14.9
3. INTERCAMBIADORES DE CALOR	34.7
. Equipos	24.8
. Erección y Montaje	9.9
4. INSTRUMENTACION	49.6
. Valvulas de Control y Equipos de Control	37.2
. Instalacion	12.4

SUB-TOTAL	314.8
5. IMPREVISTOS (22% SUB-TOTAL)	69.2
6. IMPUESTOS A BIENES Y SERVICIOS (Obras Civiles y Montaje).	15.2

COSTO TOTAL INCLUYENDO IMPUESTOS (EN M.U.S.\$)	393.0
	=====

Nota.- Costos actualizados en Marzo 1989 con los indices de Nelson (Nelson Refinery Index) correspondientes al año 1987.

4.4 ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS E INSTRUMENTOS

4.4.1 SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION DE COLUMNAS - AMPLIACION A 8000 B/DO

<u>SERVICIO</u> <u>ITEM No.</u>	<u>ABSORBEDOR PRIMARIO</u>		<u>* ABSORBEDOR ESPONJA</u>		<u>STRIPPER</u>	
PRESION DE OPERACION, PSIG	200		195		220	
TEMPERATURA DE TOPE, °F	110		110		100	
TEMPERATURA DE FONDOS, °F	120		120		249	
No. ETAPA DE ALIM. DESDE EL TOPE						
CARACTERISTICAS DE LA COLUMNA						
DIAMETRO INTERN, pies-pulg.	3'-0"		2'-6"		4'-6"	
No. DE ETAPAS	30		20		24	
ESPACIAMIENTO ENTRE ETAPAS, pulg.	24"		18"		24"	
TIPO DE ETAPA	VALVULA		VALVULA		VALVULA	
No. DE PASOS DE LIQUIDO	1		1			
CARGAS DE COLUMNA	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
REGIMEN DE VAPOR, lb/hr.	6402	13516	4495	6402	25365	46652
DENSIDAD DEL VAPOR, lb/cf.	0.952	1.230	0.741	0.952	1.700	2.030
REGIMEN DE LIQUIDO, lb/hr.	40551	47657	17003	19737	103213	121195
DENSIDAD DEL LIQUIDO, lb/cf.	45.55	48.87	57.72	54.29	38.20	34.34
TEMPERATURA DEL LIQUIDO, °F						
FLUIDO	HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS	
TENDENCIA A FORMAR ESPUMA	MODERADO		MODERADO		MODERADO	
LONGITUD DEL WEIR, pies	2.23		2.20		3.29	
AREA DEL DOWNCOMER, pie						
FLUJO DE VAPOR, CFS	187	3.05	1.69	1.87	4.14	6.38
FLUJO DE LIQUIDO, GPM	111.0	145.0	38.5	45.3	337	440
PORCENTAJE DE INUNDACION	28.	42.	16.	20.	51.	71.
RELACION DE REFLUJO						

4.4.1 SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION DE COLUMNAS - AMPLIACION A 8000 B/D0 (CONT')

<u>SERVICIO</u> <u>ITEM No.</u>	<u>DEBUTANIZADORA</u>		<u>DEPROPANIZADORA</u>	
PRESION DE OPERACION, PSIG	155		265	
TEMPERATURA DE TOPE, °F	180		130	
TEMPERATURA DE FONDOS, °F	265		212	
No. ETAPA DE ALIM. DESDE EL TOPE	18		16	
CARACTERISTICAS DE LA COLUMNA	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
DIAMETRO INTERN, pies-pulg.	3'-6"	4'-6"	3'-0"	
No. DE ETAPAS	17	17	15	15
ESPACIAMIENTO ENTRE ETAPAS, pulg.	24"		24"	
TIPO DE ETAPA	VALVULA		VALVULA	
No. DE PASOS DE LIQUIDO	1	2	1	1
CARGAS DE COLUMNA	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
REGIMEN DE VAPOR, lb/hr.	42810	55191	17155	21901
DENSIDAD DEL VAPOR, lb/cf.	1.37	1.81	1.983	2.201
REGIMEN DE LIQUIDO, lb/hr.	25506	106630	9282	29850
DENSIDAD DEL LIQUIDO, lb/cf.	31.69	32.90	28.55	27.15
TEMPERATURA DEL LIQUIDO, °F				
FLUIDO	HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS	
TENDENCIA A FORMAR ESPUMA	BAJO		MODERADO	
LONGITUD DEL WEIR, pies	2.28	5.20	2.23	
AREA DEL DOWNCOMER, pie				
FLUJO DE VAPOR, CFS	8.66	8.47	2.40	2.76
FLUJO DE LIQUIDO, GPM	100	404	41	137
PORCENTAJE DE INUNDACION	57.	60.	33.	59.
RELACION DE REFLUJO	1.60		1.20	

4.4.2 SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION DE LOS RECIPIENTES SEPARADORES

CONDICIONES DE OPERACION	DRUM SUCCION COMPRESION (14 - D1)			DRUM ENTRE ETAPAS DE COMPRESION (14-D2)		
	DISEÑO ORIGINAL	AMPLIAC TCO	REVAMP UOP (1)	DISEÑO ORIGINAL	AMPLIAC. TCO	REVAMP UOP (1)
PRESION, PSIG	8	12	14	53	61.0	61.4
TEMPERATURA, °F	100	100	100	100	100	100
DIMENSIONES DEL RECIPIENTE						
DIAMETRO INTERNO, PIES-PULG.		4'-6"			3'-0"	
LONGITUD, PIES		12'			12'	
CARGAS DEL RECIPIENTE						
FLUJO DE VAPOR, CFS	41.4	32.8	33.4	10.0	10.0	11.4
DENSIDAD DEL VAPOR, lb/pie	0.15	0.20	0.22	0.43	0.50	0.57
FLUJO DE LIQUIDO, GPM	0.0	0.0	0.0	30.0	18.7	29.0
DENSIDAD MAX. VAPOR, lb/pie	46.5	45.4	45.0	51.5	38.1	51.4
VELOCIDAD MAX. VAPOR, pie/seg.						
VELOCIDAD ACTUAL VAPOR, pie/seg.						
VELOCIDAD MAX. LIQUIDO, pie/seg.						
VELOCIDAD ACTUAL LIQUIDO, pie/seg.						
TIEMPO DE RESIDENCIA DE LIQ.						
a 1/2 TK LLENO, MIN.				10.6	17.0	10.9

(1) RESULTADOS DEL ESTUDIO DE AMPLIACION A 8 MB/DO EFECTUADO POR UOP EN 1973. SE ADJUNTAN COMO REFERENCIA UNICAMENTE.

4.4.2 SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION DE LOS RECIPIENTES SEPARADORES (CONT')

CONDICIONES DE OPERACION:	DRUM DE ALTA PRESION- (14-D3)			DRUM TOPE DE LA DEBUTANIZADORA (14 - D4)		
	DISENO ORIGINAL	AMPLIAC. TCO	REVAMP UOP(1)	DISENO ORIGINAL	AMPLIAC. TCO	REVAMP UOP (1)
PRESION, PSIG	200	200	200	145	145	145
TEMPERATURA, °F	100	100	100	100	100	100
DIMENSIONES DEL RECIPIENTE						
DIAMETRO INTERNO, PIES-PULG.		6'-6"			5'-0"	
LONGITUD, PIES		25'			18'	
CARGAS DEL RECIPIENTE						
FLUJO DE VAPOR, CFS	3.70	3.05	2.90	0.0	0.0	0.0
DENSIDAD DEL VAPOR, lb/pie	1.16	1.23	1.29	1.57	1.34	1.70
FLUJO DE LIQUIDO, GPM	243	335	354	147	162	159
DENSIDAD MAX. VAPOR, lb/pie	42.4	38.9	39.1	32.7	31.7	31.8
VELOCIDAD MAX. VAPOR, pie/seg.						
VELOCIDAD ACTUAL VAPOR, pie/seg.						
VELOCIDAD MAX. LIQUIDO, pie/seg.						
VELOCIDAD ACTUAL LIQUIDO, pie/seg.						
TIEMPO DE RESIDENCIA DE LIQ. a 1/2 TK LLENO, MIN.	12.8	9.3	9.2	9.0	8.0	8.3

(1) RESULTADOS DEL ESTUDIO DE AMPLIACION A 8 MB/DO EFECTUADO POR UOP EN 1973, SE ADJUNTAN COM. REFERENCIA URGENTE,

4.4.2 SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION DE LOS RECIPIENTES SEPARADORES (CONT')

DRUM DE TOPE DE LA DEPROPANIZADORA
(14 - D9)

CONDICIONES DE OPERACION	DISEÑO	AMPLIAC.	REVAMP
	ORIGINAL	TCO	UOP (1)
PRESION, PSIG	255	255	255
TEMPERATURA, °F	110	110	110
DIMENSIONES DEL RECIPIENTE			
DIAMETRO INTERNO, PIES-PULG.	4'-0"		
LONGITUD, PIES	18'		
CARGAS DEL RECIPIENTE			
FLUJO DE VAPOR, GFS	0.0	0.0	0.0
DENSIDAD DEL VAPOR, lb/pie	2.70	2.02	2.84
FLUJO DE LIQUIDO, GPM	88	97	99
DENSIDAD MAX.VAPOR, lb/pie	30.9	30.3	31.1
VELOCIDAD MAX.VAPOR, pie/seg.			
VELOCIDAD ACTUAL VAPOR, pie/seg.			
VELOCIDAD MAX.LIQUIDO, pie/seg.			
VELOCIDAD ACTUAL LIQUIDO, pie/seg.			
TIEMPO DE RESIDENCIA DE LIQ.			
@ 1/2 TK LLENO, MIN.	9.7	9.8	8.6

(1) RESULTADOS DEL ESTUDIO DE AMPLIACION A 8 MB/DO EFECTUADO POR UOP EN 1973, SE ADJUNTAN COMO REFERENCIA ÚNICAMENTE.

4.4.2 SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION DE LOS RECIPIENTES SEPARADORES (CONT')

CONDICIONES DE OPERACION	DRUM TOPE DE LA DEBUTANIZADORA (14 - D3)			DRUM DE TOPE DE LA DEPROPANIZADORA (14 - D9)		
	DISEÑO ORIGINAL	AMPLIAC TCO	REVAMP UOP (1)	DISEÑO ORIGINAL	AMPLIAC. TCO	REVAMP UOP (1)
PRESION, PSIG	145	145	145	255	255	255
TEMPERATURA, °F	100	100	100	110	110	110
DIMENSIONES DEL RECIPIENTE						
DIAMETRO INTERNO, PIES-PULG.		5'-0"		4'-0"		
LONGITUD, PIES		18'		18'		
CARGAS DEL RECIPIENTE						
FLUJO DE VAPOR, CFS	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DENSIDAD DEL VAPOR, lb/pie	1.57	1.34	1.70	2.70	2.02	2.64
FLUJO DE LIQUIDO, GPM	147	162	159	98	87	99
DENSIDAD MAX. VAPOR, lb/pie	32.7	31.7	31.6	30.9	30.3	31.1
VELOCIDAD MAX. VAPOR, pie/seg.						
VELOCIDAD ACTUAL VAPOR, pie/seg.						
VELOCIDAD MAX. LIQUIDO, pie/seg.						
VELOCIDAD ACTUAL LIQUIDO, pie/seg.						
TIEMPO DE RESIDENCIA DE LIQ. a 1/2 TK LLENO, MIN.	9.0	8.0	8.3	9.7	9.8	9.6

4.4.3 CALCULO DE CONDICIONES EN EL STRIPPER - REBOILER

COMPONENTE	F	D	B
N ₂	3.12	3.12	-
H ₂ S	22.54	22.02	0.52
H ₂	1.26	1.26	-
C ₁	28.03	28.03	-
C ₂	73.90	73.50	0.30
C ₂ ⁼	42.04	42.03	0.01
C ₃	123.87	78.88	44.99
C ₃ ⁼	287.65	187.86	99.79
n-C ₄	57.58	17.14	40.44
i-C ₄	131.28	43.69	87.59
C ₄ ⁼	111.29	43.55	67.74
n-C ₅	15.42	1.86	13.56
i-C ₅	98.05	14.87	83.18
C ₅ ⁼	61.76	10.92	50.86
C ₆ ⁺	466.47	12.28	453.19
T	1523.16	580.99	942.17

4.4.4 HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE RECIPIENTES

ITEM No.:	14-03					
SERVICIO:	RECIPIENTE DE ALTA PRESION					
DISEÑO :	PRESION INTERNA, psig	:	250	PRES. OPERACION :	200 psig	
	TEMPERATURA, °F	:	250	TEMP. OPERACION :	100 °F	
FLUJOS :						
	LIQ NET	gpm	335	Sp.gr.	0.615	lb/cf 38.38
	REFLUJO	gpm	-	Sp.gr.	-	lb/cf -
	AGUA	gpm	0.50	Sp.gr.	0.994	lb/cf 62.03
	GAS	cfs	3.25	Sp.gr.	31.7	lb/cf 1.23
VELOCIDADES Y TIEMPO DE RESIDENCIA:						
		VELOCIDADES, FPS			TIEMPO DE RESIDENCIA, MIN.	
		RECIPIENTE		FASE HC	FASE AGUA	
	VAPOR :	0.184				
	LIQUID :	0.045		9.3		

ITEM No.:	14-04					
SERVICIO:	RECIPIENTE DE DEBUTANIZADORA					
DISEÑO :	PRESION INTERNA, psig	:	200	PRES. OPERACION :	145 psig	
	TEMPERATURA, °F	:	250	TEMP. OPERACION :	110 °F	
FLUJOS :						
	LIQ NET	gpm	62.0	Sp.gr.	0.51	lb/cf 31.7
	REFLUJO	gpm	100.0	Sp.gr.	0.51	lb/cf 31.7
	AGUA	gpm	-	Sp.gr.	-	lb/cf -
	GAS	cfs	-	Sp.gr.	50.6	lb/cf 1.34
VELOCIDADES Y TIEMPO DE RESIDENCIA:						
		VELOCIDADES, FPS			TIEMPO DE RESIDENCIA, MIN.	
		RECIPIENTE		FASE HC	FASE AGUA	
	LIQUID :	0.037		8.0		

ITEM No. :		14-09					
SERVICIO:		RECIPIENTE DE DEPROPANIZADORA					
DISEÑO :	PRESION INTERNA, psig	:					PRES. OPERACION : 255 psig
	TEMPERATURA, °F	:					TEMP. OPERACION : 100 °F
FLUJOS :							
	LIQ NET	gpm	49.0	Sp. gr.	0.485	lb/cf	30.26
	REFLUJO	gpm	38.0	Sp. gr.	0.485	lb/cf	30.26
	AGUA	gpm	-	Sp. gr.	-	lb/cf	-
	GAS	cfs	-	Sp. gr.	45.4	lb/cf	2.02
VELOCIDADES Y TIEMPO DE RESIDENCIA:							
		VELOCIDADES, FPS			TIEMPO DE RESIDENCIA, MIN.		
		RECIPIENTE			FASE HC		FASE AGUA
LIQUID :		0.031			9.8		

ITEM No. :		14-01					
SERVICIO:		SUCCION DE COMPRESORES					
DISEÑO :	PRESION INTERNA, psig	:	50.0				PRES. OPERACION : 12.0 psig
	TEMPERATURA, °F	:	250				TEMP. OPERACION : 100 °F
FLUJOS :							
	LIQ NET	gpm	-	Sp. gr.	-	lb/cf	-
	GAS	cfs	3.28	M.W.	42.9	lb/cf	0.20
VELOCIDADES Y TIEMPO DE RESIDENCIA:							
		VELOCIDADES, FPS			TIEMPO DE RESIDENCIA, MIN.		
		RECIPIENTE			FASE HC		FASE AGUA
VAPOR :		2.06					

ITEM No. :		14-B2					
SERVICIO:		RECIPIENTE ENTRE ETAPAS DE COMPRESION					
DISEÑO :	PRESION INTERNA, psig	:	PRES. OPERACION : 61 psig				
	TEMPERATURA, °F	:	TEMP. OPERACION : 100 °F				
FLUJOS :							
	LIQ NET	gpm	18.7	Sp.gr.	0.61	lb/cf	39.06
	REFLUJO	gpm	-	Sp.gr.	-	lb/cf	-
	AGUA	gpm	-	Sp.gr.	-	lb/cf	-
	GAS	cfs	10.0	M.W.	39.6	lb/cf	0.522
VELOCIDADES Y TIEMPO DE RESIDENCIA:							
		VELOCIDADES, FPS			TIEMPO DE RESIDENCIA, MIN.		
		RECIPIENTE			FASE HC		FASE AGUA
VAPOR :		1.41					
LIQUID :		0.006			17.0		

4.4.5 INTERCAMBIADORES DE CALOR Y ENFRIADORES

INTERCAMBIADORES ENFRIADOS POR AIRE (Unidades inglesas)

Servicio		ENFRIADOR ENTRE ETAPAS DE COMPRESION						Item No. 14-E1 (Existente)
Calor intercambiado		1.51 MMBTU/HR.						
FLUIDO CALIENTE:	Hidrocarb. Ligeros y AGUA	°API (lb/gal) a 60 °F	Factor de Carac. K	P.M.	Gravedad Especif. (lb/CF)	Viscosid. Cp	Flujo (lb/hr)	MMBTU/HR sobre 60 °F
Entrada a	158 °F						32,259	5.07
	VAPOR			43.5	(0.592)	-	24,485	4.56
	AGUA			18.0	0.988	-	7,774	0.51
Salida a	100 °F						32,259	3.56
	VAPOR			39.6	(0.522)	-	18,793	3.06
	LIQUIDO						13,462	0.50
	HIDROCARBUROS	93.0		68.4	0.605	0.29	5,568	0.19
	AGUA	10.0		18.0	0.984	-	7,774	0.31

NACIONAL DE INGENIERIA
 CERRO DE PASADIZOS
 BIBLIOTECA CENTRAL

Presión de diseño	150 PSI(Man)	Temperat. de diseño	250 °F	Clase brida ANSI	300#	RF	×	×
Presión de entrada	63 PSI(Man)	Caída presión disp.	3 PSI					
Ensuciam. mín.(neto) lado de tubos	0.001 (hr)(°F)(SF)/BTU	Diám. de línea, pulg.	8"	desde	6"			
Ensuciam. lado del aire	0.002 (hr)(°F)(SF)/BTU							

CONDICIONES OPERATIVAS RECALCULADAS: Enfriador de aire existente 14-E1 es satisfactorio.

INTERCAMBIADORES ENFRIADOS POR AIRE (Unidades inglesas)

Servicio		ENFRIADOR DE ALTA PRESION					Item No. 14-E2 (Existente)	
Calor intercambiado		6.09 MMBTU/HR						
FLUIDO CALIENTE :	API (lb/gal) a 60 °F	Factor de Carac. K	P.M.	Gravedad Especif. (lb/CF)	Viscosid. Cp	Flujo (lb/hr)	MMBTU/HR sobre 60 °F	
Entrada a 160 °F Flujo Total								
VAPOR			38.1	(1.47)	-	29,991	5.40	
LIQUIDO						94,477	5.3	
HIDROCARBUROS	76.6		74.7	0.623		86,703	-	
AGUA	10.0		18.0	0.918		7,774	-	
Salida a 100 °F Flujo Total								
VAPOR			31.7	(1.23)	-	13,516	1.96	
LIQUIDO						110,952	2.68	
AGUA	10.0		18.0	0.994	-	7,774	0.31	
HIDROCARBUROS	89.6		67.8	0.615	0.23	103,178	2.36	

Presión de diseño	275 PSI(Man)	Temperat. de diseño	250 °F	Clase brida ANSI	300#	Rt	X	RF
Presión de entrada	210 PSI(Man)	Caida presión disp.	10 PSI					
Ensuciam. mín (neto) lado de tubos	0.001 (hr)(°F)(SF)/BTU	Diám. de línea, pulg.	a	6"	desde	6"		
Ensuciam. lado del aire	0.002 (hr)(°F)(SF)/BTU							

CONDICIONES OPERATIVAS RECALCULADAS: La carga original para este servicio era solo de 4.77 MMBTU/HR. El intercambiador existente 14-E2 debe ser complementado con el nuevo enfriador 114-E2B en operación paralela.

PROJECT SPECIFICATION
AIR COOLED HEAT EXCHANGER DATA SHEET

-93-

Sheet _____ of _____
By _____ APP'D _____
Date _____

Customer	PETROLEOS DEL PERU		Item No.	114-E2B (NUBYO)	
Plant Location	REFINERIA LA PAMPILLA		Purch. Inv. No.		
Service	ENFRIADOR DE ALTA PRESION		Purch. Ord. No.		
Site & Type	K-FIN SECTION		Induced/Forced Draft	No. of Bays	
Surface per Unit - Finned Tube	20442 *		Sq Ft	Bore Tube	Sq Ft
Heat Exchanged	2.57 x 10 ⁶		Btu/Hr	MTD (Eff.)	28 *
Transfer Rate - Finned Tube	4.49 #		Btu/Hr Sq Ft °F	Clean	Btu/Hr Sq Ft °F

PERFORMANCE DATA

TUBE SIDE					
Fluid Circulated	HIDROCARBUROS Y AGUA				
Total Fluid Entering	52,526 Lb/Hr				
Temperature °F	IN 160		OUT 100		Gravity, Liq. HC'S 76.6 *API/SG @ 60°F
Liquid Lb/Hr	39870		46822		Pour Point °F
Vapor Lb/Hr, MW	12656		5704		Bubble Point °F
Noncond Lb/Hr, MW	-		367		Dew Point °F
Steam Lb/Hr	-		-		Specific Heat Btu/Lb°F
Water Lb/Hr	7774		7774		Latent Heat Btu/Lb°F
Viscosity (Liq/Vap) Cp					Cond. (Liq/Vap) Btu Ft/Hr Sq Ft °F
					Outlet Pressure 200 PSIG
					Allowable Pressure Drop 10 PSI
					Calc. Pressure Drop PSI
					Fouling Resistance, Inside 0.001

AIR SIDE

Air Quantity	(Lb/Hr) (SCFM)		Altitude	NIVEL DEL MAR	
Air Quantity/Fan	ACFM		Temperature In	80 °F	
Static Pressure	In. Water		Temperature Out	°F	
Face Velocity	FPM (Std)	Mass Velocity Lb/Hr Sq Ft	Minimum Ambient	51 (INVERNO) °F	

DESIGN-MATERIALS-CONSTRUCTION

Design Pressure	275 PSI		Test Pressure	412 PSI		Design Temperature	250 °F	
THIRD HANDLE	HEADER		TUBE					
Size	No. Tube Rows		Type	BOX		Material	STB-35	
No./Bay			Material	SA-212 B		ASTM	seamless/welded	
Arrangement			Passes-No.	Arrangement*		OD	f In. Min. Thickness BWG 13 in.	
Bundles	In Parallel	In Series	Plug-Design			No./Bundle*	Length 30 Ft	
Bays	In Parallel	In Series	Material			Pitch	In. Δ	
Bundle Frame	ACERO		Gasket Material			FIN		
MISCELLANEOUS			Corrosion Allowance	In.		Type	GROOVED (RANURADO)	
Structure Mounting-Piperack/Grade			Size Inlet Nozzle	1-3 In.		Material	AL	
Surface Preparation			Size Outlet Nozzle	1-3 In.		OD	2 1/4 In. Stock Thickness 0.016 In.	
Louvers	Auto/	Manual	Rating & Facing	ASA 300 # RF		No./In.	11	
Code - ASME VIII	Stamp-Yes/No		Specs					

MECHANICAL EQUIPMENT

FAN	DRIVER		MOTOR ELECTRICO		SPEED REDUCER	
Mfr. & Model	Type				Type	
No./Bay	HP/Fan		HP/Driver		No./Bay	
Diameter, Ft	RPM		RPM		Model	
No. Blades	Pitch	Adj.	Auto.		Enclosure	
Blade Material	Angle		Volt/Phase/Cycle		440/3/60	
Hub Material			Mfr.		Mfr.	
Control Action on Air Failure-Fan Pitch	Min./Max.; Louvers		Open/Closed			

NOTES: * Give tube count of each pass when irregular.
* A SER CONFIRMADO POR EL PROPONEDOR
Las cotizaciones deben incluir el arrancador del motor (tipo a prueba de explosión) y el panel central de control del motor. Este ítem a ser combinado con ítems 114-E2B y 114-E17 en una nueva estructura común con al menos 2 ventiladores.

Proposed Drawing No. _____ Weight-Bundle _____ Shipping _____

INTERCAMBIADORES ENFRIADOS POR AIRE (Unidades inglesas)

Ser visto		INTER-ENFRIADOR DEL ABSORBEDOR				Item No. 14-E3 (Exist.)		
Calor intercambiado		MMBTU/HR.						
FLUIDO CALIENTE	LIQUIDO DEL ABSORBEDOR	API (lb/gal) a 60 °F	Factor de Carac. K	P.M.	Gravedad Especif. (lb/CF)	Viscosid. Cp	Flujo (lb/hr)	MMBTU/HR sobre 60 °F
Ent. sda a	120 °F Flujo T. 23	91.4		82.1	0.665	0.29	41,528	1.60
Sa	100 °F Flujo			.1	0.	0.32	41,528	0.8

REVISADO POR
 JEFE DE P.D.
 P.B. IOTEC

Presión de diseño	275 PSI (Man)	Temperat. de diseño	250 °F	Clase brida ANSI	300#	RF	RI
Presión de entrada	212 PSI (Man)	Caída presión disp.	0.25 PSI				
Ensuciam. mín (neto) lado de tubos	0.001 (hr)(°F)(SF)/BTU	Diám. de línea, pulg.	a 4"	desde	4"		
Ensuciam. lado del aire	0.002 (hr)(°F)(SF)/BTU						

CONDICIONES OPERATIVAS RECALCULADAS: El enfriador de aire existente 14-E3 es satisfactorio para las nuevas condiciones de operación.

INTERCAMBIADORES ENFRIADOS POR AIRE (Unidades inglesas)

Servicio ENFRIADOR DEL ACEITE DE ESPONJA							Item No. 14-E4 (Existente)		
Calor intercambiado 1.852 MMBTU/HR									
FLUIDO CALIENTE : ACEITE CATALITICO CICLO LIGERO(LCO)			API (lb/gal) a 60 °F	Factor de Carac. K	P.M.	Gravedad Especif. (lb/CF)	Viscosid. Cp	Flujo (lb/hr)	MMBTU/HR sobre 60 °F
Entrada a 323 °F Flujo Total			19.1	10.6	190	0.855	0.59	17,806	2.539
Salida a 100 °F Flujo Total			19.1	10.6	190	0.930	3.0	17,806	0.687

Presión de diseño 150 PSI (Man)	Temperat. de diseño 400 °F	Clase brida ANSI	RF	X	X
Presión de entrada 60 PSI (Man)	Caída presión disp. 10 PSI				
Ensuciam. mín (neto) lado de tubos 0.002 (hr)(°F)(SF)VB/TU			Diám. de línea, pulg. a 2" desde 2"		
Ensuciam. lado del aire 0.002 (hr)(°F)(SF)VB/TU					

CONDICIONES OPERATIVAS RECALCULADAS: *El enfriador de aire existente 14-E4 es satisfactorio para las nuevas condiciones de operación.*

SERVICE **INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACION AL STRIPPER**

Item No **114-55(NUEVO)**

HEAT EXCHANGED **3.08** x 10⁶ BTU/hr

Hot Fluid Through	TUBOS	API (lb/gal) @ 60 °F	Char- Factor K	MW	Flowing Sp Gr (lb/CF)	Viscosity Cp	Flow (lb/hr)	10 ⁶ BTU/Hr Above 60 °F
GASOLINA DEBUTANIZADA								
In At	288 °F	Total Flow	57.5	98.7	0.640	0.20	61,904	7.72
Out At	205 °F	Total Flow:			0.685	0.29	61,904	4.64
Cold Fluid Through CORAZA								
HIIDROCARBUROS DE CARGA AL STRIPPER		API (lb/gal) @ 60 °F	Char- Factor K	MW	Flowing Sp Gr (lb/CF)	Viscosity Cp	Flow (lb/hr)	10 ⁶ BTU/Hr Above 60 °F
In At	100 °F	Total Flow:	89.6	67.8		0.22	103,212	2.15
Out At	140 °F	Total Flow					103,212	5.23
	VAPOR			38.0	(1.44)	-	3,822	-
	LIQUID			69.9	0.612	0.18	99,390	-

MATERIALS - CONSTRUCTION

	HOT - SIDE		COLD - SIDE	
	200 PSI (GAGE)	400 °F	300 PSI (GAGE)	200 °F
Design Pressure and Temperature				
Line Size, to Unit, Inches	To 3"	From 3"	To 4"	From 4"
ANSI Flange Rating and Facing	Rating 300 #	RF RF 5X	Rating 300 #	RF RF 5X
Oper. Press. at Inlet Allow. Press. Drop	135 PSI (GAGE) ΔP	10 PSI	240 PSI (GAGE) ΔP	10 PSI
Min. (Net) Fouling	0.002	(hr.) (°F) (Ft. ²)/BTU	0.0015	(hr.) (°F) (Ft. ²)/BTU
TEMA Type Designation	Sta. Head A	Shell	Rear Head S	
Max. Bundle O.D.	45 Inches	Nominal Tube Length	20 max	ft. Max. Bundle Weight
Tube O.D.	3/4 Inches	14 BWG	1" SQ.	Pitch - or - Inches - BWG - Pitch
Tube material	ACERO AL CARBONO		Shell and Cover ACERO AL CARBONO	
Tube Sheet (S)	"	"	"	Floating Head Cover " " "
Chennel and Cover	"	"	"	Baffles, Tube Supports, Tie Rods, Spacers " " "
Double Pipe Type?	Yes	(No)	Yes	(No)
Shell Pipe - Carbon Steel	Internal Elements		Fins -	
Multitube Tube Sheets	Tube Connectors			

Condiciones operativas recalculadas: Intercambiador existente 14-55 de doble tubo a ser reemplazado por este nuevo intercambiador de color de coraje y tubo (Area estimada: 350 pie²).

EXCHANGE INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACION AL STRIPPER

Item No. 114-55 (NUEVO)

EXCHANGED 3.08 x 10⁶ BTU/hr

Hot Fluid Through	API (lb/gal) @ 60°F	Char-Factor K	MW	Flowing Sp. Gr. (lb/CF)	Viscosity Cp	Flow (lb/hr)	10 ⁶ BTU/hr Above 60°F
TUGOS							
COLINA DEBUTANIZADA							
In 288 °F Total Flow:	57.5		98.7	0.640	0.20	61,904	7.72
Out 205 °F Total Flow:				0.685	0.29	61,904	6.64
CORAZA							
URROS DE CARGA AL STRIPPER							
In 100 °F Total Flow:	89.6		67.8		0.22	103,212	2.15
Out 40 °F Total Flow:						103,212	5.23
VAPOR			38.0	(1.44)		3,822	-
LIQUID			69.9	0.612	0.18	99,390	-

INSTITUTO NACIONAL DE INGENIEROS Y ARQUITECTOS TECNICO CENTRAL

MATERIALS - CONSTRUCTION

Description	HOT - SIDE				COLD - SIDE			
	Pressure	Temperature	Size	Rating	Pressure	Temperature	Size	Rating
Design Pressure and Temperature	200 PSI (GAGE)	400 °F	To 3" From 3"	300 #	300 PSI (GAGE)	200 °F	To 4" From 4"	300 #
Line Size to Unit, Inches								
ANSI Flange Rating and Facing	Rating 300 #	RF			Rating 300 #	RF		
Operating Press. at Inlet Allow. Press. Drop	135 PSI (GAGE)	ΔP	10 PSI		240 PSI (GAGE)	ΔP	10 PSI	
Minimum Fouling	0.002 (hr.) (°F) (Ft. ²)/BTU				0.0015 (hr.) (°F) (Ft. ²)/BTU			
EMA Type Designation	Sta. Head A	Shell			Rear Head S			
Max. Bundle O.D.	45 Inches	Nominal Tube Length	20 max ft.	Max. Bundle Weight				
Tube O.D.	14 Inches	BWG	1" 50	Pitch - or -				
Tube Material	ACERO AL CARBONO				ACERO AL CARBONO			
Tube Sheet (S)	"	"	"	"	"	"	"	"
Channel and Cover	"	"	"	"	"	"	"	"
Tube Pipe Type?	Yes	(No)			Yes	(No)		
Shell Pipe - Carbon Steel		Internal Elements			Fins			
Multitube Tube Sheets					Tube Connectors			

condiciones operativas recalculadas: Intercambiador existente 14-55 de doble tubo a remplazado por este nuevo intercambiador de calor de coraza y tubo (Area estimada: 350 pie²).

SERVICE **INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACION AL STRIPPER**

It No. **114-55 (NUEVO)**

HEAT EXCHANGED **3.08** x 10⁶ BTU/hr

Hot Fluid Through		TUBOS	API (lb/gal) @ 60°F	Char- Factor K	MW	Flowing Sp. Gr. (lb/CF)	Viscosity Cp	Flow (lb/hr)	10 ⁶ BTU/Hr Above 60°F
GASOLINA DEBUTANIZADA									
In At.	288 °F	Total Flow:	57.5		98.7	0.640	0.20	61,904	7.72
Out At	205 °F	Total Flow:				0.685	0.29	61,904	6.64
Cold Fluid Through		CORAZA	API (lb/gal) @ 60°F	Char- Factor K	MW	Flowing Sp. Gr. (lb/CF)	Viscosity Cp	Flow (lb/hr)	10 ⁶ BTU/Hr Above 60°F
HIDROCARBUROS DE CARGA AL STRIPPER									
In At	100 °F	Total Flow:	89.6		67.8		0.22	103,212	2.15
Out At	140 °F	Total Flow:						103,212	5.23
	VAPOR				38.0	(1.44)		3,822	
	LIQUID				69.9	0.612	0.18	99,390	

MATERIALS - CONSTRUCTION

	HOT - SIDE				COLD - SIDE			
	Design Pressure and Temperature	Line Size, to Unit, Inches	ANSI Flange Rating and Facing	Oper. Press. at Inlet Allow. Press. Drop	Design Pressure and Temperature	Line Size, to Unit, Inches	ANSI Flange Rating and Facing	Oper. Press. at Inlet Allow. Press. Drop
	200 PSI (GAGE) 400 °F	To 3" From 3"	Rating 300 # RF RA RB	135 PSI (GAGE) ΔP 10 PSI	300 PSI (GAGE) 200 °F	To 4" From 4"	Rating 300 # RF RA RB	240 PSI (GAGE) ΔP 10 PSI
	Min. (Net) Fouling			0.002 (hr.) (°F) (Ft. 2) / BTU	0.0015 (hr.) (°F) (Ft. 2) / BTU			
TEMA Type Designation	Sta. Head A	Shell E	Rear Head S					
Max. Bundle O.D.	45 Inches	Nominal Tube Length	20 max ft.	Max. Bundle Weight				
Tube O.D.	3/4 Inches	BWG	1" SQ	Pitch - or - Inches				
Tube material	ACERO AL CARBONO	Shell and Cover	ACERO AL CARBONO					
Tube Sheet (S)	" " "	Floating Head Cover	" " "					
Channel and Cover	" " "	Baffles, Tube Supports, Tie Rods, Spacers	" " "					
Double Pipe Type?	Yes	Multitube Type?	Yes					
Shell Pipe - Carbon Steel		Internal Elements	Fins					
Multitube Tube Sheets		Tube Connectors						

Condiciones operativas recalculadas: Intercambiador existente 14-55 de doble tubo a ser reemplazado por este nuevo intercambiador de calor de coraza y tubo (Area estimada: 350 pie²)

INTERCAMBIADORES TUBULARES (UNIDADES INGLESAS)

Servicio INTERCAMBIADOR DE REBOILER DEL STRIPPER						Item No. 14-EG (Existente)		
Calor Intercambiado 2.79		MMBTU/HR						
Fluido Caliente a través de TUBOS GASOLINA DEBUTANIZADA		°API (Lb/gal) a 60°F	Factor de Caract K	P.M.	Gravedad Especifica (Lb/CF)	Viscosidad CP	Flujo (Lb/Hr)	MMBTU/Hr sobre 60° F
Entrada a 355 °F	Flujo Total:	57.5		98.7	0.595	0.14	61,904	10.51
Salida a 288 °F	Flujo Total:				0.640	0.20		7.72
Fluido frio a través de CORAZA PROMANO, BUTANOS Y GASOLINA		°API (Lb/gal) a 60°F	Factor de Caract K	P.M.	Gravedad Especifica (Lb/CF)	Viscosidad CP	Flujo (Lb/Hr)	MMBTU/Hr sobre 60° F
Entrada a 197 °F	Flujo Total:	89.5		67.4	0.548	0.18	121,162	10.13
Salida a 209 °F	Flujo Total:			-	-	-	121,162	12.92
	VAPOR			51.0	(1.70)	-		
	LIQUIDO			70.2	0.550	0.14		
MATERIALES - CONSTRUCCION								
			Lado Caliente			Lado Frio		
Presión y Temperatura de Diseño		200 PSI (Man)	400 °F	275 PSI (Man).	300 °F			
Diám. de Línea hacia la unidad, pulg.		A 3"	Desde 3"	A	Desde			
Brida ANSI, clase y revestimiento		Clase 300 #	RF <input checked="" type="checkbox"/> <input checked="" type="checkbox"/>	Clase 300 #	RF <input checked="" type="checkbox"/> <input checked="" type="checkbox"/>			
Presión opera. entrada/Caida pres. permisible		PSI (Man)	AP	PSI	PSI (Man)	AP	PSI	
Ensamblamiento mínimo (Neto)		0.002	(hr)(°F)(pie)/BTU	0.002	(hr)(°F)(pie)/BTU			
Condiciones Operativas Recalculadas. El intercambiador existente 14-EG es satisfactorio para la nueva carga de 2.79 MMBTU/HR. El diseño original fue hecho para una carga de 2.2 MMBTU/HR. Los mayores flujos y LMTD permiten aumentar la capacidad de transferencia.								

INTERCAMBIADORES TUBULARES (UNIDADES INGLESAS)

Servicio		REBOILER DEL STRIPPER						Item No. 14-E7 (Existente)				
Calor Intercambiado		5.59 (6.21) MMBTU/HR		(TIPO "KETTLE")								
Fluido Caliente a través de		TUBOS		°API	Factor	P.M.	Gravedad	Viscosidad	Flujo	MMBTU/HR		
ACEITE CATALITICO CÍCLICO		LIGERO (LCO)		(Lb/gal)	de Caract		Específica	CP	(Lb/Hr)	sobre		
				a 60°F	K		(Lb/CF)			60° F		
Entrada a	468 °F	Flujo Total:	19.1	10.6	190	0.815	0.30	67,523	16.908			
										5.59		
Salida a	319 °F	Flujo Total:	19.1	10.6	190	0.855	0.59	67,523	11.318			
	(327 °F)		19.1	10.6	190	"		(75,012)				
Fluido frío a través de		CORAZA		°API	Factor	P.M.	Gravedad	Viscosidad	Flujo	MMBTU/HR		
PROPANO, BUTANOS Y		GASOLINA		(Lb/gal)	de Caract		Específica	CP	(Lb/Hr)	sobre		
				a 60°F	K		(Lb/CF)			60° F		
Entrada a	2019 °F	Flujo Total:	89.5		67.4	-	-	121,162	12.92			
	VAPOR				51.0	()	-	12325	-			
	LIQUIDO		85.7		70.2	0.550	0.13	107387	-			
Salida a	249 °F	Flujo Total:			-	-	-	121,162	18.51			
	VAPOR				50.6	()	-	43314	9.84			
	LIQUIDO		71.3		82.6	0.589	0.11	77,848	8.67			
MATERIALES		CONSTRUCCION										
		Lado Caliente				Lado Frío						
Presión y Temperatura de Diseño		150	PSI (Max)	500	°F	275	PSI (Max)	350	°F			
Diám. de Línea hacia la unidad, pulg.		A	3"	Desde	3"	A	8"	Desde	VAPOR - 8"	LIQUIDO - 4"		
Brida ANSI, clase y revestimiento					RF	RJ	FF		RF	RJ	FF	
Presión opera. entrada/Caída pres. permisible			PSI (Max)	ΔP			PSI		PSI (Max)	ΔP		PSI
Ensuciamiento mínimo (Neto)		0.002 (hr)(°F)(pie)/BTU				0.002 (hr)(°F)(pie)/BTU						
Condiciones Operativas Recalculadas: Intercambiador existente 14-E7 es satisfactorio para las nuevas cargas (5.59/6.21 MMBTU/HR).												

INTERCAMBIADORES ENFRIADOS POR AIRE (Unidades inglesas)

Servicio ENFRIADORES FONDS DE LA DEBUTANIZADORA		Item 114-EB (Existente)						
Calor intercambiado 3.52 MMBTU/HR								
FLUIDO CALIENTE	API (lb/gal) a 60 °F	Factor de Carac. K	P.M.	Gravedad Especif. (lb/CF)	Viscosid. Cp	Flujo (lb/hr)	MMBTU/HR sobre 60 °F	
Entrada a 205 °F Flujo Total	57.5		98.7	0.685	0.29	61,904	4.64	
Salida a 100 °F Flujo Total				0.735	0.52	61,904	1.12	

Presión de diseño 200 PSI(Man)	Temperat. de diseño 300 °F	Clase brida ANSI	RF	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Presión de entrada 120 PSI(Man)	Caida presión disp. 20 PSI				
Ensuciam. mín.(neto) lado de tubos 0.002 (hr)(°F)(SF)/BTU	Diám. de líneas, pulg. a 3" desde 3"				
Ensuciam. lado del aire 0.002 (hr)(°F)(SF)/BTU					

CONDICIONES OPERATIVAS RECALCULADAS: La carga original para este servicio era de solo 2.38 MMBTU/HR. El enfriador de aire existente 14-EB debe ser complementado con el nuevo enfriador 114-EBB en operación paralela.

PROJECT SPECIFICATION
 AIR COOLED HEAT EXCHANGER DATA SHEET

-100-

Sheet _____ of _____
 By _____ APP'D _____
 Date _____

Customer **PETROLEAS DEL PERU** Item No. **1 - E B NUEVO**
 Plant Location **REFINERIA LA PAMPILLA** Purch. Inq. No. _____
 Service **ENFRIADOR DE FONDOS DE DEBUT 19ADRA** Purch. Ord. No. _____
 Size & Type **K-FIN SECTION** Induced/Forced Draft No. of Bays _____
 Surface per Unit - Finned Tube **6188 *** Sq Ft; Bare Tube _____
 Cool Exchanged **1.20 m 100** Btu/Hr MTD (Eff.) **48 *** Sq Ft
 Transfer Rate - Finned Tube **.04** ; Bare Tube, Service _____ Clean Btu/Hr Sq Ft °F

PERFORMANCE DATA

TUBE SIDE

Fluid Circulated		CASOLINA DEBUTANIZADA		Gravity, Liq.	57.5	°API/SG @ 60°F
Total Fluid Entering		20048		Pour Point		°F
				Bubble Point		°F
Temperature °F	205	OUT	100	Specific Heat		Btu/Lb°F °F
Liquid Lb/Hr	21000	Vapor Lb/Hr, MW	21000	Latent Heat		Btu/Lb °F
Noncond Lb/Hr, MW		Cond. (Liq/Vap)		Outlet Pressure	110	PSIG/PSIA
Steam Lb/Hr		Allowable Pressure Drop		Calc. Pressure Drop		PSI
Water Lb/Hr		Viscosity (Liq/Vap) Cp	0.29	Fouling Resistance, Inside	0.002	
			0.52			

AIR SIDE

Air Quantity (Lb/Hr) (SCFM)		Altitude	NIVOL DEL MAR	Ft
Air Quantity/Fan (ACFM)		Temperature In	80	°F
Static Pressure (In. Water)		Temperature Out		°F
Face Velocity (FPM (Std))		Mass Velocity (Lb/Hr Sq Ft)		
		Minimum Ambient	51 (INVIERNO)	°F

DESIGN-MATERIALS-CONSTRUCTION

Design Pressure	200	PSI	Test Pressure	300	PSI	Design Temperature	200	°F	
TUBE SHEET	HEADER		TUBE						
Size	No. Tube Rows	Type	BOX	Material	STB-35				
No./Bay		Material	SA 212 B	ASTM	seamless/welded				
Arrangement-		Passes-No.	Arrangement*	OD	1	In.	Min. Thickness	BWG 13	
Bundles In Parallel	In Series	Plug-Design		No./Bundle*		Length	30	Ft	
Bays In Parallel	In Series	Material		Pitch				In. Δ	
Bundle Frame	ACERO	Gasket Material		FIN					
MISCELLANEOUS		Corrosion Allowance	0.236	In.	Type	GROOVED (RAVURADO)			
Structure Mounting-Pipe rack/Grade		Size Inlet Nozzle	1-3"	In.	Material	AL			
Surface Preparation		Size Outlet Nozzle	1-3"	In.	OD	2 1/4	In.	Stock Thickness	0.016
Louvers	Auto/ Manual	Rating & Facing	ASA 150 # RF	No./In.	11				
Code - ASME VIII	Stamp - Yes/No	Specs							

MECHANICAL EQUIPMENT

FAN	DRIVER		SPEED REDUCER	
Mfr. & Model	Type		Type	
No./Bay	HP/Fan	No./Bay	HP/Driver	No./Bay
Diameter, Ft	RPM	RPM	Model	
No. Blades	Pitch	Adj.	Auto.	Enclosure
Blade Material	Angle	Volt/Phase/Cycle		AGMA HP Rating
Hub Material	Mfr.		Ratio	
Control Action on Air Failure-Fan Pitch	Min./Max.;	Louvers	Open/Closed	

NOTES: Give tube count of each pass when irregular.
 * A SER CONFIRMADO POR LOS PROVEEDORES.
 Este item a ser combinado con los item 114-52B, 114-E17 en una estructura comun y por lo menos 2 ventiladores.

Plot Area _____ Proposal Drawing No. _____ Weight-Bundle _____ Shipping _____

INTERCAMBIADORES TUBULARES (UNIDADES INGLESA)

Servicio **REBOILER DE LA DEBUTANIZADORA** Item No. **14-E9 (Existente)**

Calor Intercambiado **7.51 (7.70)** MMBTU/HR (TIPO TERMOFÓN)

Fluido Caliente a través de **TUBOS**
ACEITE CATALITICO FCC
CICLICO PESADO (HCO)

Entrada a **565 °F** Flujo Total: **8.8** Factor de Coract **10.4** P.M. **280** Gravedad Especifica **0.870** Viscosidad **111,593** Flujo **30.811** MMBTU/HR sobre 60° F

Salida a **450 °F** Flujo Total: **8.8** Factor de Coract **10.4** P.M. **280** Gravedad Especifica **0.870** Viscosidad **111,593** Flujo **23.3** MMBTU/HR sobre 60° F

Fluido frío a través de **COAZA**
GASOLINA FCC
DEBUTANIZADA

Entrada a **355 °F** Flujo Total: **65.0** Factor de Coract **98.7** P.M. **0.54** Gravedad Especifica **0.14** Viscosidad **55,105** Flujo **9.34** MMBTU/HR sobre 60° F

Salida a **395 °F** Flujo Total: **65.0** Factor de Coract **98.7** P.M. **(1.81)** Gravedad Especifica **-** Viscosidad **55,105** Flujo **16.85** MMBTU/HR sobre 60° F

MATERIALES - CONSTRUCCION

	Lado Caliente			Lado Frío		
Presión y Temperatura de Diseño	150 PSI (Man)	600 °F		200 PSI (Man)	450 °F	
Diám. de Línea hacia la unidad, pulg.	4"	Desde 8"		8"	Desde 12"	
Brida ANSI, clase y revestimiento	clase 300 #	RF X X		clase 300 #	RF X X	
Presión opera. entrada/Caida pres. permisible	PSI (Man)	Δ	PSI	PSI (Man)	Δ	PSI
Ensuciamiento mínimo (Neto)	0.003	(hr)(°F)(pie) / BTU		0.002	(hr)(°F)(pie) / BTU	

Condiciones Operativas Recalculadas: El intercambiador existente 14-E9 es satisfactorio para las nuevas cargas de 7.51/7.70 MMBTU/HR.

INTERCAMBIADORES ENFRIADOS POR AIRE (Unidades inglesas)

Servicio ENFRIADOR DE FONDOS DE LA DEPROPANIZADORA		Item No. 14-E11 (Exist.)					
Calor intercambiado 0.35		MMBTU/HR					
FLUIDO CALIENTE	API	Factor	P.M.	Gravedad	Visco	Flujo	
BUTANOS LIQUIDOS	(lb/gal)	de Carac.		Especif.	-E	(lb/hr)	
	60°	K		(lb/CF)			
Entrada a 170 °F	Flujo Total	(4.81)	56.8	0.470	0.0	8,9	0.17
Salida a 100 °F	Flujo Total		56.8	0.545	0.13	8,198	0.21

Presión de diseño 300 PSI(Man)	Temperat. de diseño 300 °F	Clase brida ANSI	RF	X	X
Presión de entrada 250 PSI(Man)	Caída presión disp. 15 PSI				
Ensuciam. mín/neto lado de tubo ^{0.002}	(hr)(°F)(SF)/BTU	Diám. de línea, pulg.	a 2"	desde 2"	
Ensuciam. lado del aire	0.002 (hr)(°F)(SF)/BTU				

CONDICIONES OPERATIVAS RECALCULADAS: El enfriador de aire existente 14-E11 es satisfactorio para las nuevas condiciones de operación.

INTERCAMBIADORES ENFRIADOS POR AIRE (Unidades inglesas)

Servicio		CONDENSADOR DE DEBUTANIZADORA			Item No. 14-E10 (Existente)			
Calor intercambiado		6.16		MMBTU/HR				
FLUIDO CALIENTE :		API	Factor	Gravedad	Flujo	MMBTU/HR		
HIDROCARB. LIGEROS		(lb/gal) a 60 °F	de Carac. K	Especif. (lb/CF)	(lb/hr)	sobre 60 °F		
Entrada a 142 °F Flujo Total				50.6	(1.34)	41,457	7.42	
Salida a 110 °F Flujo Total		124.8		50.6	0.51	41,457	1.26	

Presión de diseño	200	PSI(Man)	Temperat. de diseño	200	°F	Clase brida ANSI	RF	X	X
Presión de entrada	148	PSI(Man)	Caída presión disc.	3	PSI				
Ensuciam. mín.(neto)lado de tubos	0.001	(hr)(°F) ³ /BTU	Diám.de línea,pulg	a 6"		desde 4"			
Ensuciam.lado del aire	0.002	(hr)(°F) ³ /BTU							

CONDICIONES OPERATIVAS RECALCULADAS: El condensador de aire existente 14-E10 es satisfactorio para las nuevas condiciones de operación.

INTERCAMBIADORES TUBULARES (UNIDADES INGLESA)

Servicio **INTERCAMBIADORA DE ALIMENT. A LA DEPROPANIZADORA** Item No. **14-E12 (Exist)**

Calor Intercambiado **0.26** MMBTU/HR

Fluido Caliente a través de <u>TUBOS</u>		°API (Lb/gal) a 60°F	Factor de Caract. K	P.H.	Gravedad Específica (Lb/CF)	Viscosidad CF	Flujo (Lb/Hr)	MMBTU/HR sobre 60°F
Entrada a 212 °F	Flujo Total:	(4.81)		56.8	0.450	0.08	8,198	0.82
Salida a 170 °F	Flujo Total:				0.490	0.10	8,198	0.56
Fluido frío a través de <u>CORABA</u>		°API (Lb/gal) a 50°F	Factor de Caract. K	P.H.	Gravedad Específica (Lb/CF)	Viscosidad CF	Flujo (Lb/Hr)	MMBTU/HR sobre 60°F
Entrada a 110 °F	Flujo Total:	(4.61)		50.6	0.510	0.13	15,928	0.48
Salida a 134 °F	Flujo Total:				0.490	0.11	15,928	0.74

MATERIALES - CONSTRUCCION

	Lado Caliente			Lado Frío		
Presión y Temperatura de Diseño	300 PSI (Man)	300 °F		325 PSI (Man)	200 °F	
Diám. de Línea hacia la unidad, pulg.	A 2"	Desde 2"		A 2"	Desde 2"	
Brida ANSI, clase y revestimiento	clase 300#	RF	X X	clase 300#	RF	X X
Presión opera. entrada/Caída pres. permisible	PSI (Man)	ΔP	PSI	PSI (Man)	ΔP	PSI
Ensuciamiento mínimo (Neto)	0.002	(hr)(°F)(pie) / BTU		0.0015	(hr)(°F)(pie) / BTU	

Condiciones Operativas Recalculadas: **El intercambiador existente 14-E12 es satisfactorio para la nueva carga de 0.26 MMBTU/HR**

INTERCAMBIADORES TUBULARES (UNIDADES INGLESAS)

Servicio		REBOILER DE LA DEPROXIMIZADORA				Item No. 14-E13 (Exist)							
Calor Intercambiado		2.60 MMRTU/HR		TIPO TERMOFÓN									
Fluido Caliente a través de <u>TUBOS</u>		°API (Lb/gal) a 60°F		Factor de Caract K		Gravedad Especifica (Lb/CF)		Viscosidad CF BTU/lb		Flujo (Lb/HR)		MMRTU/HR sobre 60°F	
Entrada a	270 °F	Flujo Total:											
						18		1142		2,793		3.189	
Salida a	266 °F	Flujo Total:				18	0.954	211		2,793		0.529	
		(COND.)											
Fluido frio a través de <u>CORAZA</u>		°API (Lb/gal) a 60°F		Factor de Caract K		Gravedad Especifica (Lb/CF)		Viscosidad CF		Flujo (Lb/HR)		MMRTU/HR sobre 60°F	
Entrada a	212 °F	Flujo Total:		(4.81)		56.8	0.45	0.08		21,910		2.17	
Salida a	214 °F	Flujo Total:				56.8	(2.23)	-		21,910		4.77	
MATERIALES		CONSTRUCCION											
				Lado Caliente				Lado Frio					
Presión y Temperatura de Diseño		300 PSI (Man)		422 °F		300 PSI (Man)		300 °F					
Diám. de Línea hacia la unidad, pulg.		4"		Desde 2"		4"		Desde 8"					
Brida ANSI, clase y revestimiento		Clase 300 #		PF X X		Clase 300 #		PF X X					
Presión opera. entrada/Salida pres. permisible		PSI (Man)		Δ°		PSI		PSI (Man)		Δ°		PSI	
Ensuciamiento mínimo (Neto)				(hr) (PF) (pie 1/8" U)						(hr) (PF) (pie 1/8" U)			
Condiciones Operativas Recalculadas: El intercambiador existente 14-E13 es satisfactorio para la nueva carga de 2.60 MMRTU/HR.													

INTERCAMBIADORES ENFRIADOS POR AIRE (Unidades inglesas)

Servicio		CONDENSADOR DE LA DEPROPANIZADORA					Item No. 14-E14 (EXIST.)	
Calor intercambiado		3.18 MMBTU/HR.						
FLUIDO CALIENTE :	API	Factor	P.M.	Gravedad	Viscosid.	Flujo	MMBTU/HR.	
PROPILENO Y PROPANO	(lb/gal) a 60 °F	de Carac. K		Especif. (lb/CF)	Cp	(lb/hr)		
Entrada a 130 °F			45.4	(2.02)	-	21,215	3.71	
Flujo Total								
Salida a 100 °F			45.4	0.485	0.08	21,215	0.53	
Flujo Total								

Presión de diseño	300 PSI(Man)	Temperat. de diseño	200 °F	Clase brida ANSI	RF	X	X
Presión de entrada	PSI(Man)	Caída presión disp.	3 PSI				
Ensuciam. mín.(neto) lado de tubos	0.001 (hr)(°F)(SF)/BTU	Diám. de línea, pulg.	a 4" desde 4"				
Ensuciam. lado del aire	0.002 (hr)(°F)(SF)/BTU						

CONDICIONES OPERATIVAS RECALCULADAS: La carga original fue solo de 2.99 MMBTU/HR para este servicio. El condensador de aire existente 14-E14 debe ser complementado con un nuevo condensador. El intercambiador de aire existente 14-E17 puede ser reasignado para este servicio en su ubicación presente mediante una conexión adecuada de líneas para operar paralelamente con el 14-E14

INTERCAMBIADORES TUBULARES (UNIDADES INGLESAS)

Servicio **REBOILER DE COLUMNA SECADORA DE PROPANO** Item No. **14-E15 (Exist.)**

Calor Intercambiado **0.86** MMBTU/HR

Fluido Caliente a través de	TUBOS	°API (Lb/gal) a 60°F	Factor de Caract K	P.M.	Gravedad Especifica (Lb/CF)	Viscosidad CP	Flujo (Lb/Hr)	MMBTU/Hr sobre 60°F
VAPOR DE AGUA								
Entrada a 270 °F	Flujo Total:			18	(0.10)		924	1.06
Salida a 208 °F	Flujo Total:				0.934		924	0.20
(TOTALM. CONDENSADO)								
Fluido frío a través de	CORAZA	°API (Lb/gal) a 60°F	Factor de Caract K	P.M.	Gravedad Especifica (Lb/CF)	Viscosidad CP	Flujo (Lb/Hr)	MMBTU/Hr sobre 60°F
PROPANO Y PROPILENO								
Entrada a 140 °F	Flujo Total:							
Salida a °F	Flujo Total:							
LÍQUIDO HIRVIENDO A 130°F								
VAPORES GENERADOS A 130°F							7,270	

INSTITUCIÓN NACIONAL DE INGENIERIA
 UNIDAD DE PROCESOS TÉCNICOS
 BIBLIOTECA CENTRAL

MATERIALES - CONSTRUCCION

	Lado Caliente			Lado Frío		
Presión y Temperatura de Diseño	150 PSI (Man)	366 °F		300 PSI (Man)	250 °F	
Diam. de Línea hacia la unidad, pulg.	A 2"	Desde 1"		A -	Desde -	
Brida ANSI, clase y revestimiento	Clase 300 #	RF <input checked="" type="checkbox"/> X <input checked="" type="checkbox"/>		Clase 300 #	RF <input checked="" type="checkbox"/> X <input checked="" type="checkbox"/>	
Presión opera. entrada/Caída pres. permisible	PSI (Man)	ΔP	PSI	PSI (Man)	ΔP	PSI
Ensuciamiento mínimo (Neto)	(hr)(°F)(pie)/BTU			(hr)(°F)(pie)/BTU		

Condiciones Operativas Recalculadas: El área del Reboiler 14-E15 existente podría manipular sólo el 50% de la carga arriba recalculada. Sin embargo, en vista de que los diseños modernos de Unidades de Concentración de Gases han eliminado totalmente los columnas secadoras del proceso, el reboiler existente se considera satisfactorio. Recomendamos continuar operación.

SERVICE **ENFRIADOR DE FONDOS DE COLUMNA SECADORA** Item No. **14-E16 (Exist.)**

HEAT EXCHANGED **0.22** x 10⁶ BTU/hr

Hot Fluid Through **CORAZA**
PROPANO Y PROPILENO
°API (lb/gal) Char-Factor MW Flowing Sp. Gr. Viscosity Flow 10⁶ BTU/Hr
@ 60 °F K (lb/CF) Cp (lb/hr) Above 60 °F

In At. **140 °F** Total Flow: **(4.47)** **45.4** **0.450** **0.07** **7,730** **0.41**

Out At **100 °F** Total Flow **0.485** **0.09** **7,730** **0.19**

Cold Fluid Through **TUBOS**
AGUA DE ENFRIAMIENTO
API (lb/gal) Char-Factor MW Flowing Sp. Gr. Viscosity Flow 10⁶ BTU/Hr
@ 60 °F K (lb/CF) Cp (lb/hr) Above 60 °F

In At **90 °F** Total Flow **10** **18** **30** **14,667**

Out At **105 °F** **18** **30** **14,667**

MATERIALS - CONSTRUCTION

	HOT - SIDE				COLD - SIDE			
Design Pressure and Temperature	300 PSI (GAGE)		250 °F		75 PSI (GAGE)		250 °F	
Line Size, to Unit, Inches	To 1 1/2"	From 1 1/2"			To 1 1/2"	From 1 1/2"		
ANSI Flange Rating and Facing	Rating 300 #		RF BF FF		Rating 150 #		RF BF FF	
Oper. Press. at Inlet Allow. Press. Drop	PSI (GAGE) ΔP		PSI		PSI (GAGE) ΔP		PSI	
Min. (Net) Fouling	0.001 (hr.) (°F) (Ft. 2)/BTU		Shell		0.005 (hr.) (°F) (Ft. 2)/BTU		Rear Head	
TEMA Type Designation	Sta. Head						Rear Head	
Max. Bundle O.D. Inches	Nominal Tube Length		ft.		Max. Bundle O.D. Inches		Pitch	
Tube O.D. Inches	BWG		Pitch - or Inches		BWG		Pitch	
Tube material	Shell and Cover							
Tube Sheet (S)	Floating Head Cover							
el and Cover	Baffles, Tube Supports, Tie Rods, Spacers							
Double Pipe Type?	(Yes)	No	Multitube Type?		(Yes)	No		
Shell Pipe - Carbon Steel	Internal Elements		C.S.		Fins		DITTO	
Multitube Tube Sheets	Tube Connectors							

Condic. operativas recalculadas: El intercambiador existente 14-E16 es satisfactorio para cumplir con 50% de los requerimientos de carga correspondientes a una carga de 0.96 MM BTU/hr en el Reboiler de la columna secadora de propano. Sin embargo, como esta carga será cubierta sólo en un 50% por el Reboiler existente 14-E15, el enfriador existente 14-E16 se juzga satisfactorio.

PROJECT SPECIFICATION

-109-

Sheet _____ of _____

By _____ APP'D _____

AIR COOLED HEAT EXCHANGER DATA SHEET

Date _____

1 Customer	PETROLEROS DEL PERU		Item No.	-E17 NUEVO	
2 Plant Location	REFINERIA LA PAMPILLA		Purch. Inq. No.		
3 Service	ENFRIADOR DE CONDENSADO DE VAPOR DE AGUA		Purch. Ord. No.		
4 Size & Type	- FIN SECTION		Induced/Forced Draft	No. of Bays	
5 Surface per Unit - Finned Tube	2400 *		Sq Ft; Bare Tube	Sq Ft	
6 vol Exchanged	.3 x 10		Btu/Hr	MTD (Eff.) 88 % °F	
7 Transfer Rate - Finned Tube	6.9 * ; Bare Tube, Service		Clean	Btu/Hr Sq Ft °F	

PERFORMANCE DATA

TUBE SIDE					
10 Fluid Circulated	CONDENSADO DE VAPOR DE AGUA			Gravity, Liq.	AGUA 10 °API/SG @ 60°F
11 Total Fluid Entering	9000			Lb/Hr	Pour Point °F
12 Temperature °F	IN 270		OUT 125		Bubble Point °F Dew Point °F
13 Liquid Lb/Hr	9000		9000		Specific Heat Btu/Lb °F °F
14 Vapor Lb/Hr, MW					Latent Heat Btu/Lb °F °F
15 Noncond Lb/Hr, MW					Cond. (Liq/Vop) Btu Ft/Hr Sq Ft °F °F °F
16 Steam Lb/Hr					Outlet Pressure 45 PSIG/PSIA
17 Water Lb/Hr					Allowable Pressure Drop 10 PSI
18 Viscosity (Liq/Vop) Cp	0.21		0.56		Calc. Pressure Drop PSI
					Fouling Resistance, Inside 0.0005
AIR SIDE					
21 Air Quantity (Lb/Hr) (SCFM)				Altitude	NIVEL DEL MAR Ft
22 Air Quantity/Fan (ACFM)				Temperature In	80 °F
23 Static Pressure In. Water				Temperature Out	°F
24 Face Velocity FPM (Std)	Mass Velocity Lb/Hr Sq Ft		Minimum Ambient		51 (INVIERNO) °F

DESIGN-MATERIALS-CONSTRUCTION

25 Design Pressure 150 PSI	Test Pressure 225 PSI	Design Temperature 366 °F
26 TUBE BUNDLE	HEADER	TUBE
27 Size No. Tube Rows	Type BOX	Material STB-35
28 No./Boy	Material SA 212 B	ASTM seamless/welded
29 Arrangement-	Passes-No. Arrangement*	OD In. Min. Thickness BWC 13
30 Bundles In Parallel In Series	Plug-Design	No./Bundle* Length 30 Ft
31 Beys In Parallel In Series	Material	Pitch In. Δ
32 Bundle Frame ACERO	Gasket Material	FIN
33 MISCELLANEOUS	Corrosion Allowance 0.236 In.	Type LANURADO (GROOVED)
34 Structure Mounting-Piperack/Grade	Size Inlet Nozzle 1-1/2 In.	Material AL
35 Surface Preparation	Size Outlet Nozzle 1-1/2 In.	OD 2 1/4" In; Stock Thickness 0.016 In.
36 Louvers Auto/ Manual	Rating & Facing ASA 150# RF	No./In. 11
37 Code - ASME VIII Stamp-Yes/No	Specs *	

MECHANICAL EQUIPMENT

40 FAN	DRIVER	SPEED REDUCER
41 Mfr. & Model	Type	Type
42 No./Boy HP/Fan	No./Boy HP/Driver	No./Boy
43 Diameter, Ft RPM	RPM	Model
44 No. Blades Pitch Adj. Auto.	Enclosure	AGMA HP Rating
45 Blade Material Angle	Volt/Phase/Cycle	Ratio
46 Hub Material	Mfr.	Mfr.
47 Control Action on Air Failure-Fan Pitch	Min./Max.; Louvers	Open/Closed

NOTES: Give tube count of each pass when irregular.

* A SER COMBINADO POR PROVEEDORES

Este item a ser combinado con los items 114-E2B y 114-E8B en una misma estructura común con al menos 2 ventiladores.

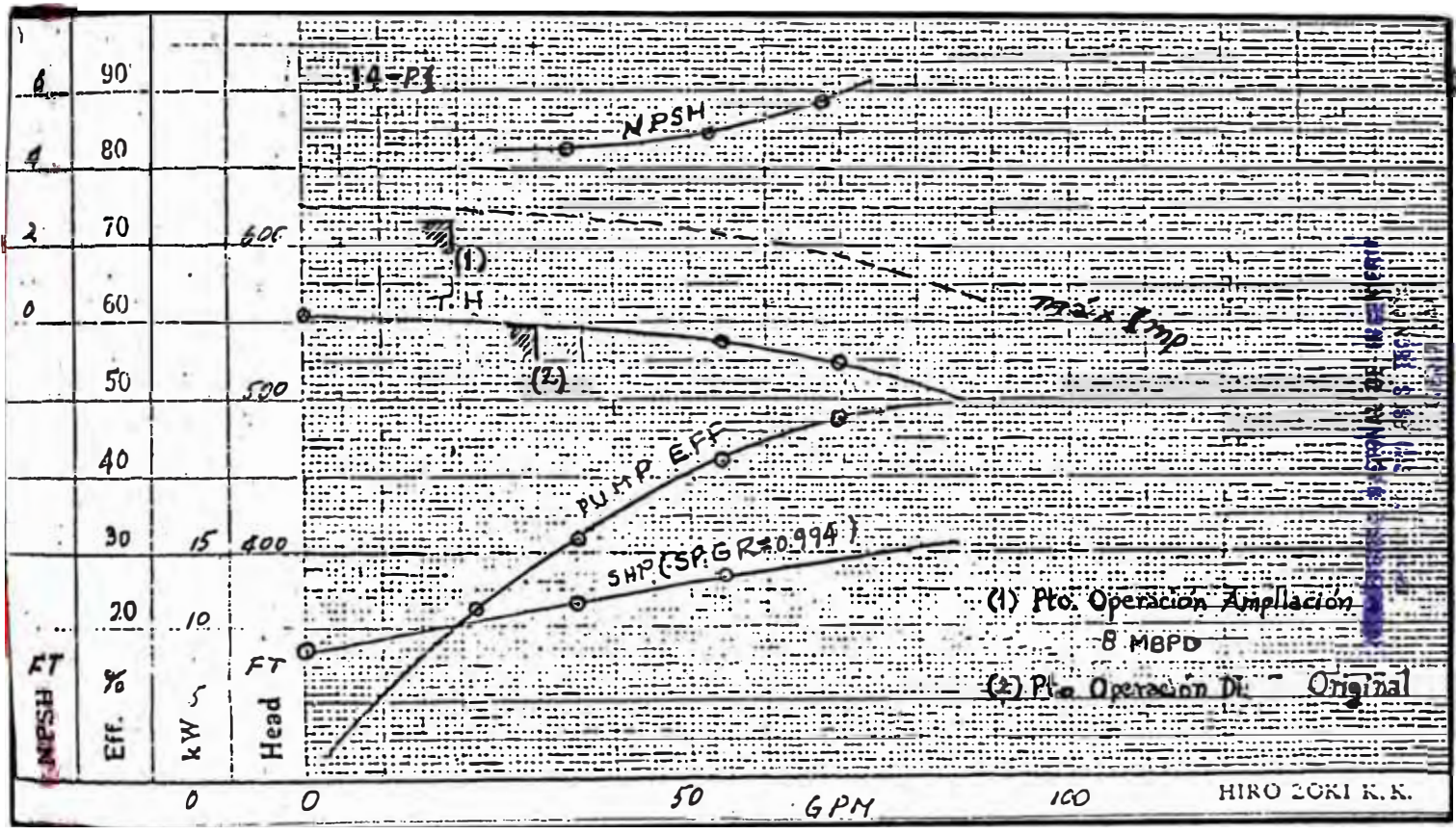
Plot Area	Proposal Drawing No.	Weight-Bundle	Shipping
-----------	----------------------	---------------	----------

4.4.6 BOMBAS

ITEM No.	14 P1 A/B	14 P2 A/B	14 P3
SERVICIO	CONDENSADO ENTRE ETAPAS	CARGA AL STRIPPER	FONDOS ABSORB. PRIMARIO
Capacidad normal, gpm.	19	335	145
Pres. descarga normal, psig.	236	274	256
Pres. succión normal, psig.	64	203	203
Pres. diferen. normal, psi	172	71	53
Head. diferen. normal, pies	650	265	185

	14 P4 A/B	14 P5 A/B	14 P6 A/B
	ACEITE ESPONJA	TOPE DE DEBUTANIZAD.	CARGA A DEPROPANIZ.
Capacidad	38.5	162	62
Pres. descarga	295	194.3	330.3
Pres. succión	83	147.3	193.3
Pres. diferencial	212	47.0	137.0
Head. diferencial	530	213	622

	14 - P7
	TOPE DE DEPROPANIZAD.
Capacidad	87
Pres. descarga	303.5
Pres. succión	257.5
Pres. diferencial	46
Head. diferencial	220



4.4.7 COMPRESORES

CONDICIONES OPERATIVAS RECALCULADAS PARA
LOS COMPRESORES EXISTENTES 14-G1 A/D

SERVICIO	1 RA. ETAPA	2 DA. ETAPA
Capacidad, MMSCFD (normal)	4.98	4.32
Pres. succión, psia.	26.7	75.5
Pres. descarga, psia.	85.7	229.7
Temp. de succión, oF	100	100
Temp. de descarga, oF	170	170
Relac. de compresión	3.21	3.23
Compresib. en la succión	0.98	0.96
Valor "K" aprox.	1.112	1.119
Brake H.P. (est.)	361	290
Peso molec. del gas, % molar		
H ₂ O	2.43	1.29
N ₂	8.58	9.67
H ₂ S	0.93	1.03
H ₂		5.03
C ₁	14.97	16.80
C ₂	2.89	2.31
C ₂ ⁼	5.13	5.83
C ₃	5.27	5.65
C ₃ ⁼	16.92	18.31
n-C ₄	2.85	2.76
i-C ₄	10.83	10.89
C ₄ ⁼	9.17	9.02
n-C ₅	2.89	2.68
i-C ₅	6.67	5.47
C ₅ ⁼	4.38	3.66
C ₆ + Gasol	3.42	2.50

ESPECIFICACION DE COMPRESORES RECIPROCANTES

ITEM 14-61 A/B

UNIDAD: CONCENTRACION GASES

CONSTRUCCION

Fabricante	:	MITSUI
Tipo	:	Horizontal, opuesto 1MC1 (lubricado)
No. de Unidades	:	2
Etapa	:	1 2
del cilindro, mm.	:	650 380
No. de cilindros	:	1 1
Tipo de cilindro	:	DA DA
Carrera del pistón	:	300 mm
Velocidad	:	390 RPM
Impulsor	:	Motor de Inducción 480 Kw, acoplado directo

CONDICIONES DE OPERACION

Etapa	:	1 2
Capacidad, MSCFD	:	4.88 4.32
CFM en succión	:	1969 682
Temp. de succión, OF	:	100 100
Pres. succión, psia.	:	26.7 75.7
Pres. descarga, psia.	:	85.7 229.7
Temp. descarga, OF	:	630 630
Relac. de compresión	:	3.21 3.03
Pot. requerida, Kw	:	269.3 216.3

IMPULSOR (MOTOR ELECTRICO)

Tipo	:	Horizontal, opuesto 1MC1
No. de Unidades	:	2
Salida	:	480 KW
Fuente eléctrica	:	4,000 V 60 c/s 3 fases
No. de polos	:	18
Velocidad sincrónica	:	480 RPM

NOTA: Los ~~compresores~~ compresores existentes 14-61 A/B son satisfactorios para las nuevas condiciones de operación.

4.4.8 VALVULAS DE CONTROL

VALVULAS DE CONTROL HOJA DE ESPECIFICACIONES

<u>CUERPOS</u>	<u>OPERADORES</u>				
Cuerpos de doble asiento serán guiados <u>TOPE Y FONDO</u>					
Cuerpos de asiento simple serán guiados <u>TOPE</u>					
Junta de cuerpos serán MFG. STD. ó <u>CS-1300 & CS-1500</u>	Suministro operativo es <u>3-15</u> PSI				
Otra forma de cuerpo _____					
Unidades de flujo: Líquidos en <u>GPM</u> Gases en <u>SCFD</u> Vapor agua en <u>LB/HR</u>					
Item No. Línea	<u>14-FRC-120</u> CONDENS. DE REB.	<u>14-FRC-121</u> REFLUJO DE PROP.	<u>14-LC-128A</u> NETO DE PROP. A SECADORA	<u>14-LC-128B</u> BY PASS DE COND. DE PROP.	<u>14-FRC-125</u> GAS DE DEPROP. A COMBUST.
<u>CUERPO</u>	<u>1" 3/4"</u>	<u>1 1/2" 1 1/2"</u>	<u>1" 1"</u>	<u>4" 4"</u>	<u>1" 1"</u>
Diám. cuerpo Diám. pasaje					
Forma	<u>GLOBO</u>	<u>GLOBO</u>	<u>GLOBO</u>	<u>3 VIAS</u>	<u>GLOBO</u>
Material	<u>A-216 GRADO I</u>	<u>A-216 WCB</u>	<u>A-216 WCB</u>	<u>A-216 WCB</u>	<u>A-216 WCB</u>
Conexiones extremas	<u>ASA 150 # RF</u>	<u>ASA 300 # RF</u>	<u>ASA 300 # RF</u>	<u>ASA 300 # RF</u>	<u>ASA 300 # RF</u>
Bonete	<u>STD</u>	<u>STD</u>	<u>STD</u>	<u>STD</u>	<u>STD</u>
Empaque o sello	<u>TEFLON V-RING</u>	<u>TEFLON V-RING</u>	<u>TEFLON V-RING</u>	<u>TEFLON V-RING</u>	<u>TEFLON V-RING</u>
<u>INTERIOR</u>					
Material	<u>UOP "B"</u>	<u>UOP "A"</u>	<u>UOP "A"</u>	<u>UOP "A"</u>	<u>JGC</u>
No. de Lumbreras	<u>SINGLE</u>	<u>SINGLE</u>	<u>SINGLE</u>	<u>DIVERGING</u>	<u>DOUBLE</u>
Forma de obturador	<u>BOC. PORTED</u>	<u>LINEAR</u>	<u>LINEAR</u>	<u>LINEAR</u>	<u>LINEAR</u>
<u>ACCIONAMIENTO</u>					
Cierra Abre	<u>-</u> <u>PSI</u>	<u>PSI</u> <u>-</u>	<u>-</u> <u>PSI</u>		<u>-</u> <u>PSI</u>
Posición de falla	<u>CERRA</u>	<u>ABRE</u>	<u>CERRA</u>	<u>-</u>	<u>-</u>
<u>POSICIONADOR</u>					
Requerido	<u>NO</u>	<u>NO</u>	<u>SI</u>	<u>SI</u>	<u>SI</u>
Evases Calibradores			<u>SI</u> <u>SI</u>	<u>SI</u> <u>SI</u>	<u>SI</u> <u>SI</u>
Para señal de entrada de			<u>3</u> <u>15</u>	<u>3</u> <u>15</u>	<u>3</u> <u>15</u>
Salida será			<u>3</u> <u>15</u>	<u>3</u> <u>15</u>	<u>3</u> <u>15</u>
<u>ACCESORIOS</u>					
Filtro y regulador	<u>NO</u>	<u>NO</u>	<u>SI</u>	<u>SI</u>	<u>SI</u>
Manivela	<u>-</u>	<u>-</u>	<u>-</u>	<u>SI</u>	<u>-</u>
<u>CONDICIONES DE SERVICIO</u>					
Fluido	<u>AGUA CALIENTE</u>	<u>HIDROCARBUROS</u>	<u>HIDROCARBUROS</u>	<u>HIDROCARBUROS</u>	<u>HIDROCARBUROS</u>
Coef. Norm. @ T.F.		<u>38</u>	<u>49</u>	<u>4.22 MM</u>	<u>0.890 MM</u>
Fricción máx. entrada Norm. @ 100		<u>277</u>	<u>275</u>	<u>256</u>	<u>30</u>
Coef. máx. @ P calculado		<u>25</u>	<u>28</u>	<u>4</u>	<u>230</u>
Temp. máx. Normal		<u>100</u>	<u>100</u>	<u>120</u>	<u>100</u>
G. Exp. @ 60°F @ T.F.		<u>0.485</u>	<u>0.485</u>	<u>1.57</u>	<u>1.57</u>
NOTAS: % ABERT. MAXIMA		<u>25</u>	<u>72</u>	<u>100</u>	<u>39</u>
<i>Las válvulas existentes son satisfactorias para las nuevas condiciones.</i>					

VALVULAS DE CONTROL HOJA DE ESPECIFICACIONES

<u>CUERPOS</u>	<u>OPERADORES</u>				
Cuerpos de doble asiento serán guiados <u>TOPE Y FONDOS</u>					
Cuerpos de asiento simple serán guiados <u>TOPE</u>	Suministro operativo es <u>3-15</u> PSI				
Junta de cuerpos serán MEGR. STD. ó <u>GS-1300 & GS-1500</u>					
Otra forma de cuerpo _____					
Unidades de flujo: Líquidos en <u>GPM</u> Gases en <u>SCFD</u> Vapor agua en <u>LB/HR</u>					
Item No.	<u>13-PRC-138</u>	<u>14-LC-19</u>	<u>14-LCI-24</u>	<u>14-LC-27</u>	<u>14-LC-33</u>
Línea	<u>SPILL BACK DE COMPRES. GAS</u>	<u>CONDENS ENTRE ETAP A RECIP. A.P.</u>	<u>DRENAJE AGUA DE R.A.P.</u>	<u>CARGA A STRIPPER</u>	<u>FONDOS ABS. PRIM A R.A.P.</u>
<u>CUERPO</u>					
Diám. cuerpo Diám. pasaje	<u>3" 3"</u>	<u>1" 1"</u>	<u>1" 1/2"</u>	<u>4" POINT 4</u>	<u>2" 2"</u>
Forma	<u>GLOBO</u>	<u>GLOBO</u>	<u>GLOBO</u>	<u>GLOBO</u>	<u>GLOBO</u>
Material	<u>A-216 WCB</u>	<u>A-216 WCB</u>	<u>A-181 GRADO I</u>	<u>A-216 WCB</u>	<u>A-216 WCB</u>
Conexiones extremas	<u>ASA-150 # RF</u>	<u>ASA-300 # RF</u>	<u>ASA 300# RF</u>	<u>ASA-300 #RF</u>	<u>ASA-300# RF</u>
Bonete	<u>STD</u>	<u>STD</u>	<u>STD</u>	<u>STD</u>	<u>STD</u>
Empaque o sello	<u>TEFLON "Y" RING</u>	<u>TEFLON "Y" RING</u>	<u>TERAO "Y" RING</u>	<u>TEFLON "Y" RING</u>	<u>TEFLON "Y" RING</u>
<u>INTERIOR</u>					
Material	<u>JGC "A"</u>	<u>UDP "A"</u>	<u>UDP "A"</u>	<u>JGC "A"</u>	<u>JGC "A"</u>
No. de Lumberas	<u>DOUBLE</u>	<u>SINGLE</u>	<u>SINGLE</u>	<u>DOUBLE</u>	<u>DOUBLE</u>
Forma de obturador	<u>EA. % CONTOUR.</u>	<u>LINEAR</u>	<u>% PORTED</u>	<u>LINEAR CONTOUR.</u>	<u>LINEAR CONTOUR.</u>
<u>ACCIONAMIENTO</u>					
Cierra Abre	<u>PSI -</u>	<u>- PSI</u>	<u>- PSI</u>	<u>- PSI</u>	<u>- PSI</u>
Posición de follo	<u>ABRE</u>	<u>CIERRA</u>	<u>CIERRA</u>	<u>CIERRA</u>	<u>CIERRA</u>
<u>POSICIONADOR</u>					
Requerido	<u>NO</u>	<u>SI</u>	<u>SI</u>	<u>SI</u>	<u>NO</u>
Bypass Calibradores		<u>SI</u> <u>SI</u>	<u>SI</u> <u>SI</u>	<u>SI</u> <u>SI</u>	
Para señal de entrada de		<u>3</u> <u>15</u>	<u>3</u> <u>15</u>	<u>3</u> <u>15</u>	
Salida será		<u>3</u> <u>15</u>	<u>3</u> <u>15</u>	<u>3</u> <u>15</u>	
<u>ACCESORIOS</u>					
Filtro y regulador	<u>NO</u>	<u>SI</u>	<u>SI</u>	<u>SI</u>	<u>NO</u>
Manivela	<u>-</u>	<u>-</u>	<u>-</u>	<u>-</u>	<u>-</u>
<u>CONDICIONES DE SERVICIO</u>					
Fluido	<u>VAPORES DE HIDROCARBURO</u>	<u>HIDROCARBUROS</u>	<u>AGUA</u>	<u>HIDROCARBUROS</u>	<u>HIDROCARBUROS</u>
Cantid. Normal @ T.F.	<u>4.88 MM</u>	<u>19</u>	<u>14</u>	<u>330</u>	<u>145</u>
Presión máx entrada Norm salida	<u>12</u>	<u>215</u>	<u>25</u>	<u>247</u>	<u>216</u>
dP máx dP calculado	<u>60</u>	<u>21</u>	<u>175</u>	<u>27</u>	<u>40</u>
Temp. máx Normal	<u>170</u> <u>100</u>	<u>100</u>	<u>100</u>	<u>100</u>	<u>120</u>
Gr. Esp. @ 60°F @ T.F.	<u>1.48</u>	<u>0.61</u>	<u>0.99</u>	<u>0.615</u>	<u>0.655</u>
NOTAS: % APERT. MAXIMA	<u>91</u>	<u>35</u>	<u>35</u>	<u>64</u>	<u>39</u>
<i>Las válvulas existentes son satisfactorias para las nuevas condiciones.</i>					

VALVULAS DE CONTROL
HOJA DE ESPECIFICACIONES

CUERPOS		OPERADORES									
Cuerpos de doble asiento serán guiados <u>TOPE Y FONDOS</u>		Suministro operativo es <u>3-15"</u> PS									
Cuerpos de asiento simple serán guiados <u>TOPE</u>											
Junta de cuerpos serán MFGR STD. a <u>68-1300 & 65-1500</u>											
Otra forma de cuerpo _____											
Unidades de flujo: Líquidos en <u>GPM</u> Gases en <u>SCFD</u> Vapor agua en <u>LB/HR</u>											
Item No. Línea	14-LC-38 ACEITE ESPONJA A FCC		14-FRC-41 ACEITE ESPONJA A ABSORB.		14-PRC-43 GAS DOBRE A COMBUST.		14-TRC-45 BY-PASS DE ALIM. A STRIPPER		14-LC-50 FONDOS STRIPPER A DEBUTANIZ		
CUERPO	1"	1"	2"	POINT 4	2"	POINT 4	3"	2 1/2"	3"	2 1/2"	
Diám. cuerpo Diám. pasaje											
Forma	GLOBO		GLOBO		GLOBO		3-VÍAS		GLOBO		
Material	A-216 WCB		A-216 WCB		A-216 WCB		A-216 WCB		A-216 WCB		
Conexiones extremas	ASA 300# RF		ASA 300# RF		ASA 300# RF		ASA 300# RF		ASA 300# RF		
Bonete	STD		STD		STD		STD		STD		
Empaque o sello	TEFLON "V" RING		TEFLON "V" RING		TEFLON "V" RING		TEFLON "V" RING		TEFLON "V" RING		
INTERIOR	UOP "A"		JGC "A"		JGC "A"		UOP "A"		JGC "A"		
Material											
No. de Lumbreras	SINGLE		DOUBLE		DOUBLE		DIVERGING		DOUBLE		
Forma de obturador	LINEAR		LINEAR CONTOUR.		LINEAR CONTOUR.		LINEAR		LINEAR CONTOUR.		
ACCIONAMIENTO											
Cierra Abre	-		PSI		-		PSI		-		
Posición de falla	CIERRA		CIERRA		CIERRA		CIERRA		CIERRA		
POSICIONADOR											
Requerido	SI		NO		SI		SI		SI		
Bypass Calibradores	SI	SI			SI	SI	SI	SI	SI	SI	
Para señal de entrada de	3	15			3	15	3	15	3	15	
Salida será	3	15			3	15	3	15	3	15	
ACCESORIOS											
Filtro y regulador	SI		NO		SI		SI		SI		
Manivela	-		-		-		SI		-		
CONDICIONES DE SERVICIO	HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS		GAS DE HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS		
Fluido											
Cantid. Normal @ T.F.	51		39		1.89 MM		193		1.27 MM / 222		
Presión máx. entrada Norm. salida	62		210		30		130		170		
dP máx. dP calculado	40		81		158		15.5		50		
Temp. máx. Normal	120		100		110		275		250		
Gr. Esp. @ 60°F @ T.F.	0.92		0.93		0.748		0.645		2.0 / 0.61		
NOTAS: 9. APERT. MÁXIMA	47		22		45		74		54		
	Las válvulas existentes son satisfactorias para las nuevas condiciones de operación.						NUEVA VALVULA		NUEVA VALVULA		

VALVULAS DE CONTROL
HOJA DE ESPECIFICACIONES

CUERPOS		OPERADORES									
Cuerpos de doble asiento serán guiados <u>TOPE Y FONDOS</u>		Suministro operativo es <u>3-15</u> PSI									
Cuerpos de asiento simple serán guiados <u>TOPE</u>											
Junta de cuerpos serán MFGR. STD. é <u>GS-1300 & GS-1500</u>											
Otra forma de cuerpo _____											
Unidades de flujo: Líquidos en <u>GPM</u> Gases en <u>SCFD</u> Vapor agua en <u>LB/HR.</u>											
Item No. Línea	14-FRC-55 BY-PASS LCO A ABSORB.	14-FRC-61 GASOLINA A FCC	14-LC-66 GASOLINA A HEROX	14-FRC-79 HCO DE REBOIL.	14-FRC-80 REFLUJO DE DEBUTANIZ.						
<u>CUERPO</u>	2" 2"	1" 1"	1 1/2" 1 1/2"	3" 3"	1 1/2" 1 1/2"						
Diám. cuerpo Diám. pasaje	GLOBO		GLOBO		GLOBO		GLOBO		GLOBO		
Forma	A-216 WCB		A-216 WCB		A-216 WCB		A-216 WCB		A-216 WCB		
Material	ASA 150 # RF		ASA 150 # RF		ASA 150 # RF		ASA 150 # RF		ASA 300 # RF		
Conexiones extremas	STD		STD		STD		STD		STD		
Boneta	TEFLON Y-RING		TEFLON Y-RING		TEFLON Y-RING		TEFLON ASBESTOS		TEFLON Y-RING		
Empaque o sello	UOP "A"		UOP "A"		UOP "A"		UOP "A"		UOP "A"		
<u>INTERIOR</u>	DOUBLE		SINGLE		DOUBLE		DOUBLE		DOUBLE		
Material	LINEAR		LINEAR		LINEAR		LINEAR		LINEAR		
No. de Lumberas											
Forma de obturador	-		-		-		-		-		
<u>ACCIONAMIENTO</u>	PSI		PSI		PSI		PSI		PSI		
Cierra Abre	CIERRA		CIERRA		CIERRA		CIERRA		ABRE		
Posición de falla	NO		NO		NO		NO		NO		
<u>POSICIONADOR</u>	NO		NO		NO		NO		NO		
Requerido											
Bypass Calibradores											
Para señal de entrada de											
Salida será											
<u>ACCESORIOS</u>	NO		NO		NO		NO		NO		
Filtro y regulador											
Manivela											
<u>CONDICIONES DE SERVICIO</u>	HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS		
Fluido	134		37		106		253		100		
Cantid. Normal @ T.F.	64		60		60		43		169		
Presión máx entrada Norm. salida	30		40		40		61		23		
dP máx dP calculado	300		100		100		450		100		
Temp. máx Normal	0.855		0.72		0.72		0.905		0.510		
Gr. Esp. @ 60°F @ T.F.	48		55		51		28		53		
NOTAS: % APERT. MAXIMA	NUEVA VALVULA		Las válvulas existentes son satisfactorias.								

-113E-
VALVULAS DE CONTROL
HOJA DE ESPECIFICACIONES

CUERPOS		OPERADORES									
Cuerpos de doble asiento serán guiados <u>TOPE Y FONDOS</u>		Suministro operativo es <u>3-15</u> PSI									
Cuerpos de asiento simple serán guiados <u>TOPE</u>											
Junta de cuerpos serán MFR. STD. ó <u>65-1100 & 65-1500</u>											
Otra forma de cuerpo _____											
Unidades de flujo: Líquidos en _____ Gases en _____ Vapor agua en _____											
Item No.		14-LIC-87		14-PRC-84		14-LCI-94		14-FRC-107		14-LC-117	
Línea		BY-PASS CONDENS. DE DEBUTANIZ.		GAS DE DEBUTANIZ. A COMBUST.		AGUA DE W.W.		CARGA A DEPROPANIZ.		FONDOS DE DEPROP. A TK	
<u>CUERPO</u>		6" 6"		2" 2"		1" 1/8"		1 1/4" 1 1/4"		1" 3/4"	
Diám. cuerpo Diám. pasaje		3-VIAS		GLOBO		GLOBO		GLOBO		GLOBO	
Forma		A-216 WCB		A-216 NCB		A-181 GRADE I		A-216 WCB		A-181 GRADE I	
Material		ASA 150# RF		ASA 150# RF		ASA 300# RF		ASA 300# RF		ASA 300# RF	
Conexiones extremas		STD		STD		STD		STD		STD	
Boneta		TEFLON V-RING		TEFLON V-RING		TEFLON V-RING		TEFLON V-RING		TEFLON V-RING	
Empaque o sello		UOP "A"		UOP "A"		UOP "A"		JGC "A"		UOP "A"	
Material		DNEETING		DOUBLE		SINGLE		DOUBLE		SINGLE	
No. de Lumbreras		LINEAR		LINEAR		% PORTED		LINEAR CONTOR.		% PORTED	
Forma de obturador				- PSI		- PSI		- PSI		- PSI	
<u>ACCIONAMIENTO</u>				CIERRA		CIERRA		CIERRA		CIERRA	
Cierra Abre											
Posición de falla											
<u>POSICIONADOR</u>		Si		NO		NO		NO		Si	
Requerido		Si		Si						Si	
Bypass Calibradores		3		15						3	
Para señal de entrada de		3		15						3	
Salida será											
<u>ACCESORIOS</u>		Si		NO		NO		NO		Si	
Filtro y regulador		Si									
Manivela											
<u>CONDICIONES DE SERVICIO</u>		HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS		AGUA		HIDROCARBUROS		HIDROCARBUROS	
Fluido		7.46 MM		2.33 MM		1		62		30	
Cantid. Normal @ T.F.		146		30		70		280		115	
Presión máx entrada Norm. salida		4		120		110		20		120	
dP máx dP calculado		142		110		110		110		100	
Temp. máx Normal		1.74		1.74		0.99		0.51		0.845	
Gr. Esp. @ 60°F @ T.F.		100		42		41		55		65	
NOTAS: % APERT. MÁXIMA								NUEVA VALVULA		Valvula exist. es satisfact.	

VÁLVULAS DE CONTROL
HOJA DE ESPECIFICACIONES

<p>CUERPOS</p> <p>Cuerpos de doble asiento serán guiados <u>TOPE Y FONDOS</u></p> <p>Cuerpos de asiento simple serán guiados <u>TOPE</u></p> <p>Junta de cuerpos serán MFGR. STD. ó <u>65-1800 & 65-1500</u></p> <p>Otra forma de cuerpo _____</p> <p>Unidades de flujo: Líquidos en <u>GPM</u> Gases en <u>SCFD</u> Vapor agua en <u>LB/HR</u></p>	<p>OPERADORES</p> <p>Suministro operativo es <u>3-15</u> PSI</p>
----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	-------------------------------------------------------------------------

Item No. Línea	14-LC-135 PROPANO SECO A TK	14-FRC-137 CONDENS. DE REBOILER	14-PIC-140 SPILL BACK SEC. DE COMP.	14-PIC-141 A GAS COMBUST. DE REFINERA
CUERPO				
Diám. cuerpo Diám. per. ojo	1" 3/4"	1" 1/4"	2" 2"	2" 2"
Forma	GLOBO	GLOBO	GLOBO	GLOBO
Material	A-216 WCB	A-181 GRADE I	A-216 WCB	A-216 WCB
Conexiones extremas	ASA 300# RF	ASA 150# RF	ASA 150# RF	ASA 150# RF
Boneta	STD	STD	STD	STD
Empaque o sello	TEFLON V-RING	TEFLON V-RING	TEFLON V-RING	TEFLON V-RING
INTERIOR				
Material	UOP "A"	UOP "B"		
No. de Lumberas	SINGLE	SINGLE	DOUBLE	DOUBLE
Forma de obturador	LINEAR	1/2 PORTED	EQ. 1/2 CONT.	LINEAR CONT.
ACCIONAMIENTO				
Cierra Abre	- PSI	- PSI	PSI -	PSI -
Posición de falla	CIERRA	CIERRA	ABRE	ABRE
POSICIONADOR				
Requerido	NO	NO	NO	NO
Bypass Calibradores				
Para señal de entrada de				
Salida será				
ACCESORIOS				
Filtro y regulador	NO	NO	NO	NO
Manivela				
CONDICIONES DE SERVICIO				
Fluido	HIDROCARBUROS	AGUA CALIENTE	HIDROCARBUROS	HIDROCARBUROS
Cantid. Normal @ T.F.	32		4.32 MM	1.0 MM. HAP
Presión máx entrada Norm. salida	254		71	74
dP máx dP calculado	17		144	44
Temp. máx Normal	100		100	100
Gr. Esp. @ 60°F @ T.F.	0.455		1.37	1.37
NOTAS: % APERT. MÁXIMA	48		95	
	Cambiar solo port size (3/4")	Satisfactoria	NUEVA VALVULA	NUEVA VALVULA

4.4.9 MEDIDORES DE ORIFICIO

MEDIDORES DE ORIFICIO

HOJA DE ESPECIFICACION

AMPLIACION DE LA UCCF A 8000 BPSD
 UNIDAD CONCENTRACION DE GASES - REPINERIA LA RAMILLA

ESPECIFICACION GENERAL

PLACAS DE ORIFICIO

BRIDAS DE ORIFICIO

Fabricar a Std. AGA - ASME Otro
 Material de placa: Acero inox. Otro
 Tipo y Material anillo RTJ ASA 300 # RF
 Marcado en Std. ISA Otro

Clase y Perfil
 Tipo: Cuello soldado Otro
 Material : Acero Otro
 Diam. espita 1/2" NPT Otro
 Bridas

ITEM No	14-FR-31	14-FRC-41	14-FR-42	14-FRC-44	14-FRC-55
LINEA No	CARGA AL STRAPPER	LCO AL AEROSOL	GAS SECO 28L AB. ESP.	VAPORES TOPE STRAPPER	LCO AL STRAPPER
CONDICIONES DE SERVICIO					
FLUIDO	HIDROCARB.	HIDROCARB.	HIDROCARB.	HIDROCARB.	HIDROCARB.
UNIDADES DE FLUJO	BPD	BPD	MMSCFD	MMSCFD	BPD
FLUJO MAXIMO	14140	2000	3.0	6.0	7780
FLUJO NORMAL	11044	1300	1.89	5.29	5135
PRESION FLUJO - PSIG	274	195	190	215	95
TEMPERAT. FLUJO - °F	100	100	110	180	468
G.E. @ 60 °F	89.6 °API	19.1 °API	(0.941)	(1.70)	10.1 °API
G.E. @ T.F	0.615	0.925	-		0.815
PESO MOLEC. VAPOR/GAS			21.7	43.7	
DATOS ESTACION MEDICION					
ORIFICIO ACTUAL, D.I., PULG.	2.536	1.230	1.786	3.265	2.085
LINEA BRIDA D.I., PULG	4.026	2.067	3.068	6.065	3.068
TIPO MANOMETRO	dp cell	→	→	→	→
RANGO ESTATICO, PSIA	1000	→	→	→	→
RANGO DE CARTA O ESCALA	0-10 r	→	→	→	→
RANGO DIP., PULG. AGUA	200	100	100	100	200
NOTAS: PARA LAS NUEVAS CONDICIONES	Satisfactorio	Satisfactorio	Elemento merc. en ampliacion Metrox	Satisfactorio	Satisfactorio

L. DE INSPECCION

MEDIDORES DE ORIFICIO

HOJA DE ESPECIFICACION

AMPLIACION UNIDAD FCC A 8000 BPSD
 UNIDAD CONCENTRACION DE GASES - REFINERIA LA PAMPILLA

ESPECIFICACION GENERAL

PLACAS DE ORIFICIO

BRIDAS DE ORIFICIO

Fabricar a Std. AGA - ASME Otro
 Material de placa: Acero inox. Otro
 Tipo y Material anillo RTJ ASA 300 # RF
 Marcado en Std. ISA Otro

Clase y Perfil
 Tipo: Cuello soldado Otro
 Material: Acero Otro
 Diam. espita 1/2" NPT Otro
 Bridas

ITEM No	14-FRC-61	14-FR-62	15-FIC-300	14-FRC-39	14-FRC-80
LINEA No	GASOLINA A UNIDAD FCC	GASOLINA A HEROX	GASOLINA A HEROX	HCO A REB. DE DEBUTAN.	REFLUJO DE DEBUTANIZ.
CONDICIONES DE SERVICIO					
FLUIDO	HIDROCARB	HIDROCARB	HIDROCARB	HIDROCARB	HIDROCARB
UNIDADES DE FLUJO	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD
FLUJO MAXIMO	1500	4000	2800	12000	5000
FLUJO NORMAL	1130	3500	2000	7782	3170
PRESION FLUJO - PSIG	100	100	100	95	145
TEMPERAT. FLUJO - °F	100	100	100	565	110
G.E. @ 60 °F	57.5 API	57.5 API	57.5 API	8.8 API	124.8 API
G.E. @ T.F	0.735	0.735	0.735	0.870	0.51
PESO MOLEC. VAPOR/GAS					
DATOS ESTACION MEDICION					
ORIFICIO ACTUAL, D.I., PULG.	1.050	1.700	1.4297	3.258	1.770
LINEA BRIDA D.I., PULG	2.067	3.068	3.068	6.065	3.068
TIPO MANOMETRO	dp cell	→	→	→	→
RANGO ESTATICO, PSIA	1000	→	→	→	→
RANGO DE CARTA O ESCALA	0 - 10 r	→	→	→	→
RANGEO: DIF. PULG. AGUA	100	100	100	100	100
NOTAS: Para las nuevas condiciones	Satisfact.	Satisfact.	Elemento nuevo en Ampl. Herox	Satisfact.	Satisfact.

INVAL DE 88

MEDIDORES DE ORIFICIO

HOJA DE ESPECIFICACION

AMPLIACION UNIDAD FCC A 8000 BPSD
UNIDAD CONCENTRAC. DE GASES - REFINERIA LA PAMPILLA

ESPECIFICACION GENERAL

PLACAS DE ORIFICIO

Fabricar a Std. AGA - ASME Otro
 Material de placa: Acero inox. Otro
 Tipo y Material anillo RTJ ASA 300 # RF
 Marcado en Std. ISA Otro

BRIDAS DE ORIFICIO

Clase y Perfil
 Tipo: Cuello soldado Otro
 Material: Acero Otro
 Diam. espita 1/2" NPT Otro
 Bridas

ITEM No LINEA No	14-FR-85 GAS COMBUST. REC. DEBUT.	14-FRC-107 CARGA A DEPROPANIZ.	14-FR-109 FONDO DEPROP. A T.E'S	14-FRC-120 ST. COND. DE REB. DEPROP.	14-FRC-127 REFLUJO DE DEPROPAN.
<u>CONDICIONES DE SERVICIO</u>					
FLUIDO	HIDROCARB.	HIDROCARB.	HIDROCARB.	AGUA CALIENTE	HIDROCARB.
UNIDADES DE FLUJO	MMSCFD	BPD	BPD	GPM	BPD
FLUJO MAXIMO	3.0	2830	1200	10	3000
FLUJO NORMAL	2.17	1977	973	6.0	1186
PRESION FLUJO - PSIG	145	315	235	28	255
TEMPERAT. FLUJO - °F	110	110	100	266	100
G.E. @ 60 °F	1.74	124.8 °API	113.6 °API	10 °API	132.2 °API
G.E. @ T.F	-	0.51	0.545	0.937	0.485
PESO MOLEC. VAPOR/GAS					
<u>DATOS ESTACION MEDICION</u>					
ORIFICIO ACTUAL, D.I., PULG.	2.491	1.126	0.8957	0.5496	1.309
LINEA BRIDA D.I., PULG	4.026	2.067	2.067	2.067	2.067
TIPO MANOMETRO	dp cell	→	→	→	→
RANGO ESTATICO, PSIA	1000	→	→	→	→
RANGO DE CARTA O ESCALA	0-10 ✓	→	→	→	→
RANGOS DIF., PULG. AGUA	100	200	100	100	100
NOTAS: Parz las nuevas condiciones	Satisfact.	Cambiar diferencial a 200" AGUA	Satisfact.	Satisfact.	Satisfact.

MEDIDORES DE ORIFICIO

HOJA DE ESPECIFICACION

AMPLIACION UNIDAD FCC A 8000 BPSD
UNIDAD CONCENTRAC. GASES - REFINERIA LA PAMPILLA

ESPECIFICACION GENERAL

PLACAS DE ORIFICIO

BRIDAS DE ORIFICIO

Fabricar a Std. AGA - ASME Otro
 Material de placa: Acero inox. Otro
 Tipo y Material anillo RTJ ASA 300 # RF
 Marcado en Std. ISA Otro

Clase y Perfil _____
 Tipo: Cuello soldado Otro
 Material: Acero Otro
 Diam. espita 1/2" NPT Otro
 Bridas _____

ITEM No	14-FR-124	14-FR-126	14-FR-133		
LINEA No	TOPE NETO	GAS COMBUST.	LPG A TK'S		
	DEPROP. A SEC.	REC. DEPROP.			
<u>CONDICIONES DE SERVICIO</u>					
FLUIDO	HIDROCARB.	HIDROCARB.	HIDROCARB.		
UNIDADES DE FLUJO	BPD	MMSCFD	BPD		
FLUJO MAXIMO	1700	1.5	1270		
FLUJO NORMAL	1526	0.97	1003		
PRESION FLUJO - PSIG	255	255	265		
TEMPERAT. FLUJO - °F	100	100	100		
G.E. @ 60 °F	132.2 °AQS	1.48	132.2		
G.E. @ T.F	0.485		0.485		
PESO MOLEC. VAPOR/GAS					
<u>DATOS ESTACION MEDICION</u>					
ORIFICIO ACTUAL, D.I., PULG.	0.8488	1.512	0.7429		
LINEA BRIDA D.I., PULG	1.610	3.068	1.610		
TIPO MANOMETRO	dp cell	→	→		
RANGO ESTATICO, PSIA	1000	→	→		
RANGO DE CARTA O ESCALA	0-10 √7	→	→		
RANGO DIF. , PULG. AGUA	200	100	200		
NOTAS: Para las nuevas condiciones	Cambiar diferencial a 200" AGUA	Satisfact.	Cambiar diferencial a 200" AGUA		

4.4.10 INSTRUMENTOS

INSTRUMENTOS DE PRESION

HOJA DE ESPECIFICACIONES

ITEM No 14- PIC-140

<u>GENERAL</u>	<u>ELEMENTO DE PRESION</u>
Descripción: Registrador <input type="checkbox"/> Indicador <input checked="" type="checkbox"/> <u>Controlador X</u> Caja : Rectangular <input checked="" type="checkbox"/> Circular <input type="checkbox"/> Otro _____ Color Caja : Negro <input type="checkbox"/> Otro <u>GRIS</u> Montaje : Nivelado <input type="checkbox"/> Superficie <input checked="" type="checkbox"/> Horquilla _____ No puntos : Indicación <u>1</u> Registro _____ Tipo carta : 12" circ. <input type="checkbox"/> Otro _____ Rango carta: <u>0 - 100</u> Tipo _____ Rango escala: <u>0 - 100</u> Tipo <u>LINEAL</u> Impulsor carta: Resorte <input type="checkbox"/> Eléctrico <input type="checkbox"/> Neum. _____ Veloc. carta _____ Viento _____ Presion de aire : <u>70 PSIG</u> (*)	Espiral <input checked="" type="checkbox"/> Vueltas _____ Bourdon _____ Diafragma _____ Helicoidal _____ Otro _____ <p style="text-align: center;"><u>MATERIAL</u></p> Bronce _____ Ac.Inox. <input checked="" type="checkbox"/> Acero _____ Otro _____ Compens. Presión absoluta <u>NO</u> Compens. Head estático <u>NO</u> Head _____ Rango <u>0 - 100 PSIG</u> PSIG <input checked="" type="checkbox"/> Pulg. Hg vacío _____ PSIA _____ Otro _____ Conexion - NPT <u>1/4"</u> <u>1/2" X</u> Dorso _____ Fondo <input checked="" type="checkbox"/> Otro _____
<u>TRANSMISOR</u>	<u>ACCESORIOS</u>
Tipo : Neumático <input type="checkbox"/> Eléctrico _____ Salida: 3-15 PSI _____ Otros _____	Filtro y regulador <u>SI</u> Medidor suministro aire <u>SI</u> Indicador local <u>SI</u> Cartas y Tinteros _____ Horquilla de montaje <u>SI</u> Amortig. Pulsaciones _____ Sifón _____ Interruptor de alarma <u>SI</u> Herméticamente sellado _____ E.P. <input checked="" type="checkbox"/> G.P. _____
<u>CONTROL</u>	<u>CONDICIONES OPERATIVAS</u>
Tipo : Neumático <input checked="" type="checkbox"/> Eléctrico _____ Otro _____ Prop. <u>1-150</u> % Auto-reset <input checked="" type="checkbox"/> Rate action _____ On - Off _____ Otro <u>Fast reset 0.1-100 MIN</u> Salida <u>3 - 15 PSI X</u> Otro _____ Cuando medida aumenta : salida : Aumenta <input checked="" type="checkbox"/> Disminuye _____	Presión Normal <u>71</u> Máxima <u>100</u> Temperat. Normal <u>160</u> Máxima <u>200</u> Fluido <u>VAPORES DE HIDROCARBURO</u> Fluido de sello _____ G.E @ 60 °F _____
<u>INTERRUPTOR AUTO MANUAL</u>	
No posiciones <u>DOS</u> Externos _____ Internos <input checked="" type="checkbox"/> Internos _____	
<u>AJUSTES SETPOINT</u>	
Manual <u>Interno X</u> Externo _____ Auto - Set <u>Neumático</u> Eléctrico _____ Banda <u>Fija</u> Ajustable _____ Otros _____	
NOTA : Este instrumento debe ser provisto con partes de repuesto para un año de operación.	

(*) Controlador montado en planta.
(FIELD MOUNTED CONTROLLER)

INSTRUMENTOS DE PRESION

HOJA DE ESPECIFICACIONES

ITEM No 14-PIC-141

GENERAL	ELEMENTO DE PRESION
Descripción: Registrador <input type="checkbox"/> Indicador <input checked="" type="checkbox"/> <u>Controlador</u> <input checked="" type="checkbox"/> Caja : Rectangular <input checked="" type="checkbox"/> Circular <input type="checkbox"/> Otro : _____ Color Caja : Negro <input type="checkbox"/> Otro <input checked="" type="checkbox"/> <u>GRIS</u> Montaje : Nivelado <input type="checkbox"/> Superficie <input type="checkbox"/> Horquilla <input checked="" type="checkbox"/> No puntos : Indicación <u>1</u> Registro <input type="checkbox"/> Tipocarta : 12" circ. <input type="checkbox"/> Otro _____ Rango carta: <u>0-100</u> Tipo _____ Rango escala: <u>0-100</u> Tipo <u>LINEAL</u> Impulsor carta: Resorte <input type="checkbox"/> Eléctrico <input type="checkbox"/> Neum. <input type="checkbox"/> Veloc. carta _____ Miento _____	Espiral <input checked="" type="checkbox"/> Fuelles <input type="checkbox"/> Bourdon <input type="checkbox"/> Diafragma <input type="checkbox"/> Helicoidal <input type="checkbox"/> Otro _____ MATERIAL Bronce <input type="checkbox"/> Ac.Inox. <input checked="" type="checkbox"/> Acero <input type="checkbox"/> Otro _____ Compensac. Presion absoluta _____ Compensac. Hezd estatico _____ Head _____ Rango _____ PSIG <input checked="" type="checkbox"/> Pulg. Hg vacio _____ PSIA _____ Otro _____ Conexion - NPT 1/4" _____ 1/2" <input checked="" type="checkbox"/> Dorsal <input type="checkbox"/> Fondo <input checked="" type="checkbox"/> Otro _____
TRANSMISOR Tipo : Neumatico <input type="checkbox"/> Electrico <input type="checkbox"/> Salida: 3-15 PSI _____ Otros _____	ACCESORIOS Filtro y regulador <input type="checkbox"/> <u>SI</u> Medidor suministro aire <input type="checkbox"/> <u>SI</u> Indicador local _____ Cartas y Tintero _____ Horquilla de montaje <input type="checkbox"/> <u>SI</u> Amortig. Pulsaciones _____ Sifón _____ Interruptor de alarma <input type="checkbox"/> <u>SI</u> Hermeticamente sellado _____ E.P. <input checked="" type="checkbox"/> C.E. _____
CONTROL Tipo : Neumatico <input checked="" type="checkbox"/> Electrico <input type="checkbox"/> Otro _____ Prop. <u>5-500</u> % Auto-reset _____ Rate action _____ On - Off _____ Otro <u>ABSET 0.4 - 100 MIN</u> Salida 3 - 15 PSI <input checked="" type="checkbox"/> Otro _____ Cuando medida aumenta : salida : Aumenta <input checked="" type="checkbox"/> Disminuye _____	CONDICIONES OPERATIVAS Presion Normal <u>74</u> Maxima <u>90</u> Temperat. Normal <u>100 °F</u> Maxima <u>200 °F</u> Fluido <u>VAPORES DE HIDROCARBURO</u> Fluido de sello _____ C.E. @ 60 °F _____
INTERRUPTOR AUTO MANUAL No posiciones <u>DOS</u> Externos <input type="checkbox"/> Internos <input checked="" type="checkbox"/> Internos _____ AJUSTES SETPOINT Manual _____ Interno <input checked="" type="checkbox"/> Externo _____ Auto - Set _____ Neumatico <input type="checkbox"/> Eléctrico _____ Banda _____ Fijo _____ Ajustable _____ Otros _____	NOTA : <u>Este instrumento debe ser provisto con partes de repuesto para un año de operación</u>

ENI COS AT

CAPITULO 5

EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO INTEGRAL

4.1 BASES

La evaluación económica del proyecto de ampliación de la Unidad de Concentración de Gases de Refinería La Pampilla ha sido realizada como parte del Proyecto Integral de Ampliación de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido a 2000 BPD. La inversión total estimada a Marzo 1988 asciende a 510.5 MUS\$, de los cuales 393.0 MUS\$ corresponden exclusivamente a la Unidad de Concentración de Gases, de acuerdo a lo mostrado en el punto 4.3. del Capítulo 4.

Las bases adicionales para la evaluación económica realizada son:

- Disponibilidad adicional de 2,000 EPDO de capacidad en la Unidad de Destilación al Vacío que sería ampliado mediante otro proyecto.
- Rendimientos volumétricos de productos proporcionados por Petroperú.
- Costos de producción basados en precios de exportación actualizados.
- Días operativos del año: 330.
- Volumen incremental: 1200 EPDO.
- Ingreso incremental neto, originado por la diferencia entre el valor ponderado de los productos obtenidos con la

carga incremental (23.236 \$/Bbl.) frente a la alternativa de vender la carga como diesel de importación (20.85 \$/Bbl.)

- Tasa de cambio: 45 I/\$.

- Impuestos: 35%.

- Tasa de actualización: 15% después de impuestos, de acuerdo a las normas para elaborar y evaluar proyectos de inversión de Petroperú.

5.2 CALCULO DEL AHORRO

Valorización del producto

	<u>Rendimiento %</u>	<u>Precio \$/Bbl.</u>	<u>Costo \$/Bbl.</u>
Gas seco	0.051	15.53	0.792
GLP	0.230	26.08	5.998
Gasolinas	0.617	19.94	12.302
LCO	0.137	20.85	2.856
HCO + AC	0.083	15.53	1.288
Ganancia	(0.118)	-	-
	<u>1.000</u>		<u>23.236</u>

Ingreso incremental por mayores rendimientos

$$\begin{aligned} &= (23.236 - 20.850) \frac{\text{US\$}}{\text{Bbl}} \times 1000 \frac{\text{Bbl}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{Año}} \\ &= 787.36 \text{ MUS\$/Año} \end{aligned}$$

Ingreso incremental por menor consumo de TEL

$$\begin{aligned} &= 476.4 \frac{\text{kg}}{\text{DO}} \times 119.848 \frac{\text{l/l}}{\text{Kg}} - 45 \frac{\text{l/l}}{\$} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{Año}} \\ &= 418.7 \frac{\text{MUS\$}}{\text{Año}} \end{aligned}$$

Costo incremental de operación

$$\begin{aligned} &= 1.359 \frac{\text{US\$}}{\text{Bbl}} \times 1000 \frac{\text{Bbl}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{Año}} \\ &= 448.5 \frac{\text{MUS\$}}{\text{Año}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AHORRO NETO} &= 787.36 + 418.7 - 448.5 \\ &= 757.6 \frac{\text{MUS\$}}{\text{Año}} \end{aligned}$$

5.3 EVALUACION ECONOMICA

	ANO	INVERSION	AHORRO	DEPRECIACION	UTILIDAD NETA	FLUJO NETO	
	0	1988	510.5	0.0	0.0	-510.5	
	1	1989	0	757.6	51.0	510.3	
	2	1990	0	757.6	51.0	510.3	
	3	1991	0	757.6	51.0	510.3	
	4	1992	0	757.6	51.0	510.3	
	5	1993	0	757.6	51.0	510.3	
	6	1994	0	757.6	51.0	510.3	
	7	1995	0	757.6	51.0	510.3	
	8	1996	0	757.6	51.0	510.3	
	9	1997	0	757.6	51.0	510.3	
	10	1998	0	757.6	51.0	510.3	
VAN al:							
	0%	anual	510.5	7576.0	510.5	4592.6	4592.6
	5%	anual	510.5	5571.4	375.4	3377.4	3266.6
	10%	anual	510.5	4231.9	265.1	2565.4	2386.5
	15%	anual	510.6	3306.3	222.8	2004.3	1783.2

TIR = 99.9%

Tiempo de recuperación = 1.2 años

Indice VAN = 3.05

5.4 SENSIBILIDAD

Se ha evaluado la sensibilidad de la tasa interna de retorno (TIR) para niveles de inversión 10% y 20% mayores y ahorros netos 10% y 20% menores, obteniéndose los siguientes resultados:

		TIR
Inversión	a 110%	91.1 %
	a 120%	83.7 %
	a 80%	80.5 %
Ahorros	a 90%	90.2 %

Siendo estos valores aún bastantes mayores que la tasa de descuento de PetroPerú para proyectos de esta naturaleza (15%), la ampliación de la UCCF a 8000 BPD resulta rentable con un apreciable margen de confiabilidad.

CAPITULO 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 CONCLUSIONES

1. La ampliación de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (UCCF) de Refinería la Pampilla de 6,700 BPD a 8000 BPD, proyecto del cual forma parte el presente estudio de ampliación de la Unidad de Concentración de Gases, permitirá obtener en breve una mayor producción de gas licuado (GLP) y gasolina de alto octanaje, logrando una reducción en el consumo de plomo tetraetílico (TEL). La instalación de los equipos e instrumentos requeridos para la carga ampliada ha sido completada a la fecha (Agosto 1990), teniéndose prevista la puesta en marcha del sistema ampliado para Octubre del presente año.

2. La ampliación se ha logrado con inversiones muy reducidas en base a la eliminación de "cuellos de botella" identificados en el estudio, luego de que en las corridas de prueba realizadas con 7000 BPD, posteriormente al cambio de diseño de la UCCF de "Bed-cracking" a "Riser Cracking" en 1976, se encontraran limitaciones en algunos equipos por el incremento de producción.

El proyecto integral de ampliación de la UCCF se autorizó inicialmente en 1980, realizándose en primer lugar el estudio de la Unidad de Craqueo propiamente dicha. El presente estudio de la Unidad de Concentración de Gases fue realizado entre el segundo semestre de 1981 y principios de 1982. La ejecución física se desarrolló lentamente por retrasos en la adquisición de equipo y restricciones en la apropiación de fondos.

3. El incremento de capacidad da lugar a mayores márgenes económicos que generan una buena rentabilidad.

4. Un beneficio adicional lo constituye la disminución en la importación de gas licuado de petróleo (GLP) del orden de 250/300 BPD.

5. Desde el punto de vista académico, el estudio materia de esta tesis ha permitido conocer y a la vez difundir la metodología a emplear para la evaluación de ampliaciones de plantas existentes de concentración de gases asociadas a procesos de craqueo catalítico fluido.

6.2 RECOMENDACIONES

1. Desde el punto de vista técnico, el presente estudio sugiere la necesidad de aprovechar al máximo la capacidad existente de las plantas de refinación petrolera en nuestro país, eliminando los "cuello de botella" que impliquen inversiones reducidas.

2. Desde el punto de vista académico, se considera que las Universidades que imparten enseñanza en las carreras de Ingeniería Química o Ingeniería Petroquímica deben mantener estrecho contacto con PetroPerú para propiciar trabajos de tesis similares al presente, que permitan al estudiante que culmina la carrera superar la barrera entre la teoría y la práctica de la ingeniería.

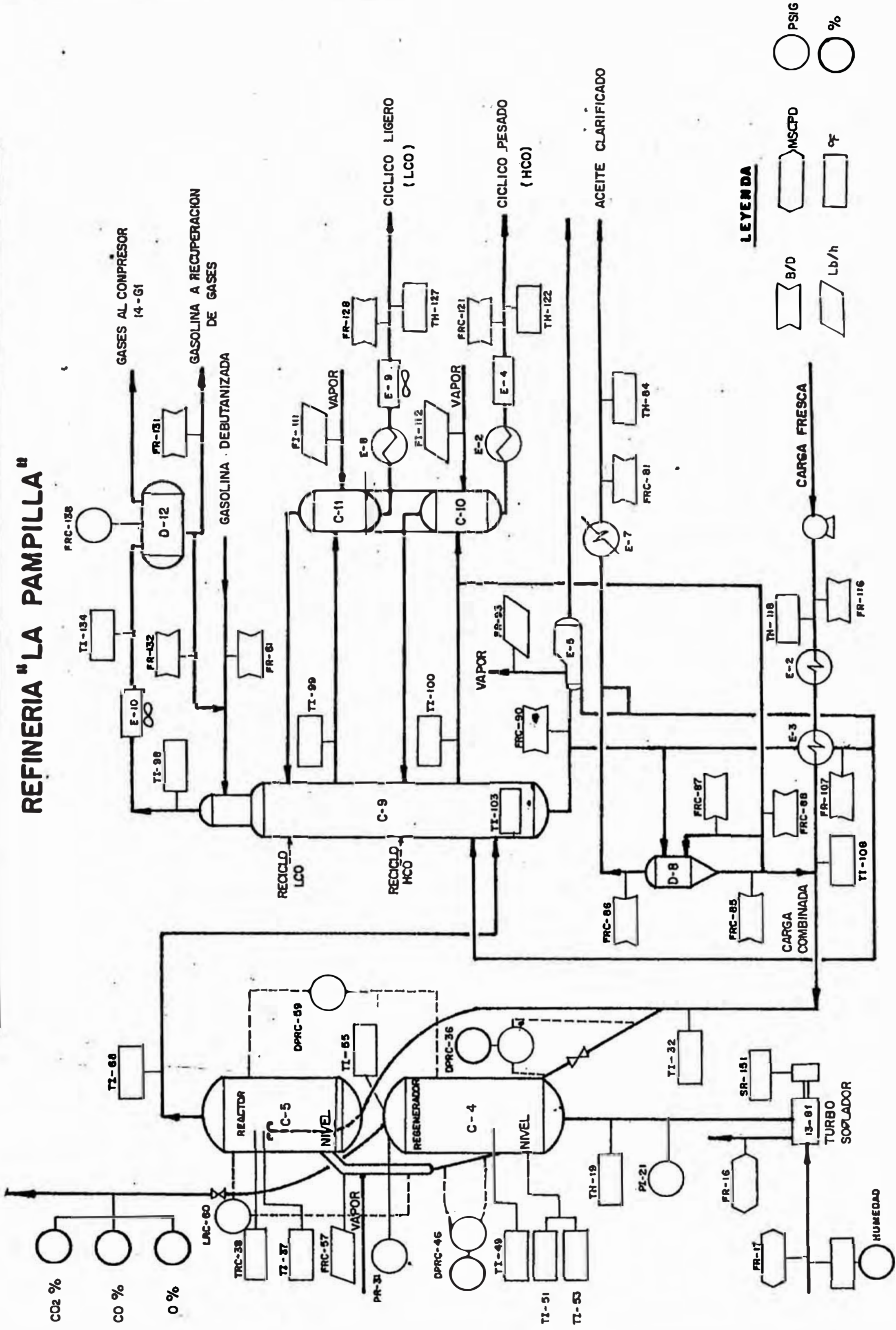
3. La evaluación económica del Proyecto Integral de Ampliación de la U.C.C.F. a 8 MBPD puede ser fácilmente actualizada a setiembre 1990 utilizando los índices de Nelson (Nelson Refinery Inflation Index) que publica la revista Oil and Gas Journal en forma periódica. Actualizada de esta manera la inversión, puede procederse a hacer lo correspondiente con los beneficios del proyecto en base a valores presentes de exportación de los productos de F.C.C.

DIAGRAMAS

F.C.C.

UNIDAD MODELO UOP STACK MODIFICADA A RISER CRACKING

REFINERIA "LA PAMPILLA"

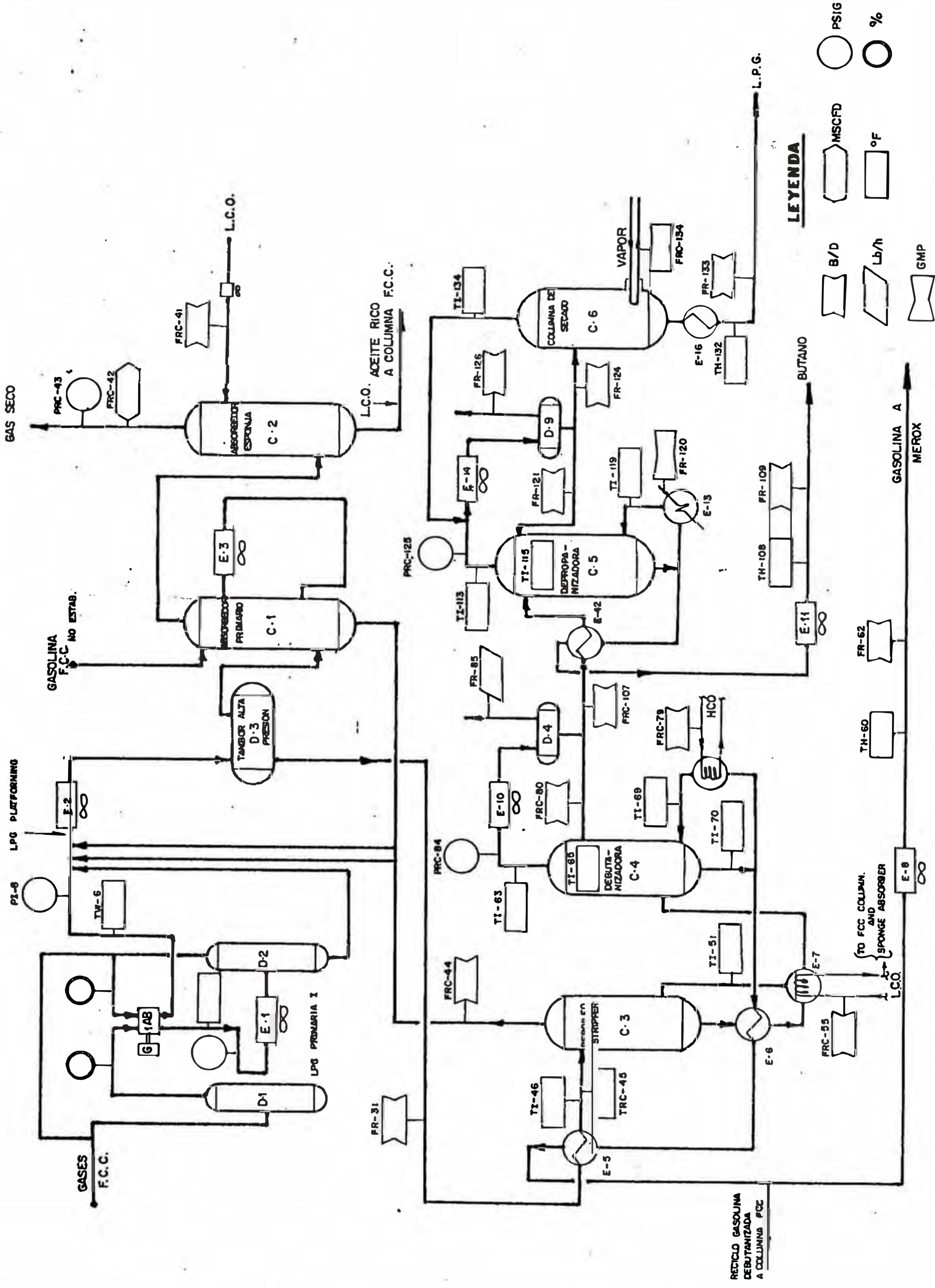


LEYENDA

- PSIG
- %
- ◻ B/D
- ◻ MSCP
- ◻ Lb/h
- ◻ °F

UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES REFINERIA "LA PAMPILLA"

DIAGRAMA N° 2



LEYENDA

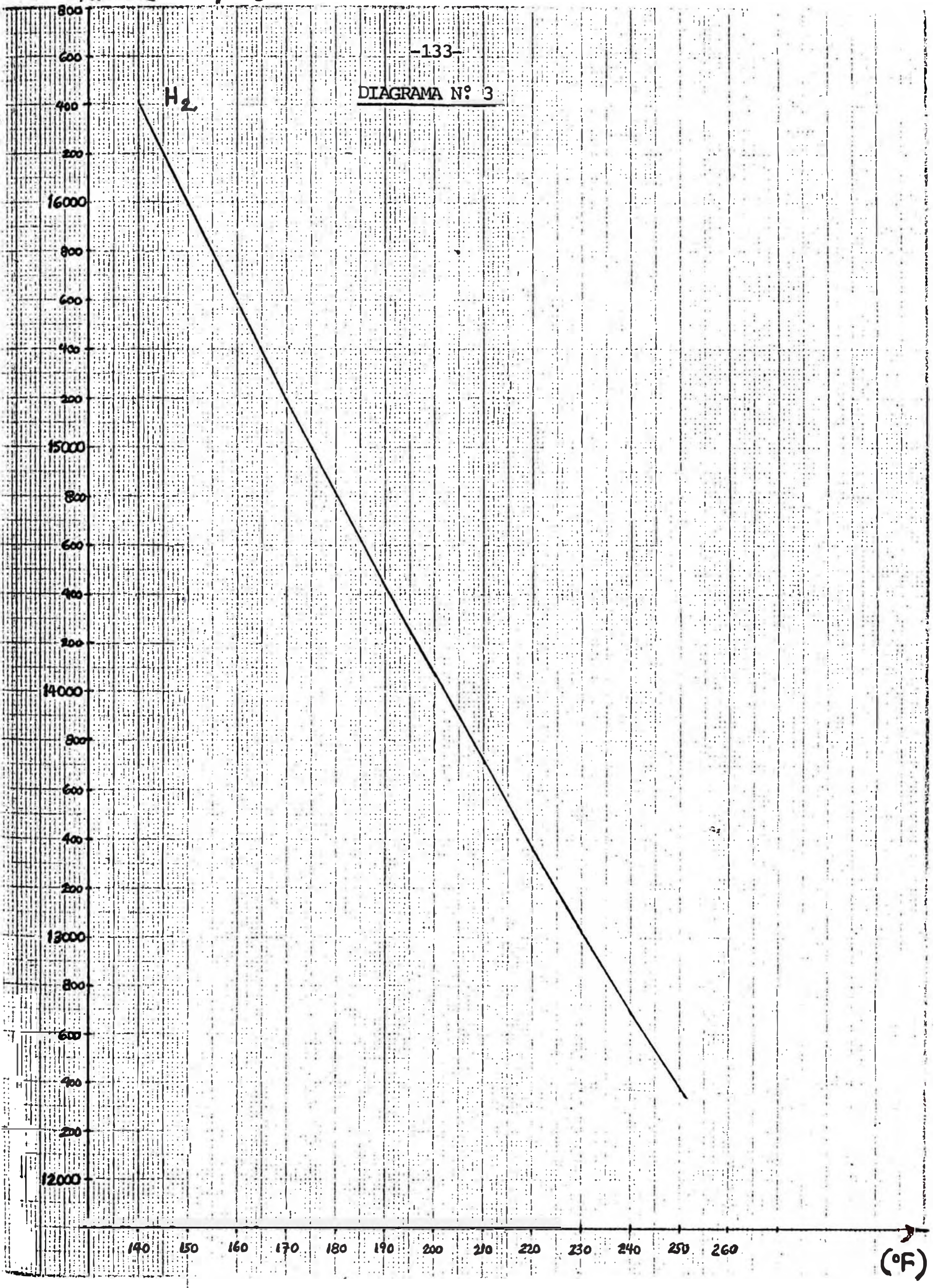
- PSIG
- MSCFD
- °F
- Lb/h
- B/D
- GMP

KP. @ 230 psia

-133-

DIAGRAMA N° 3

H₂

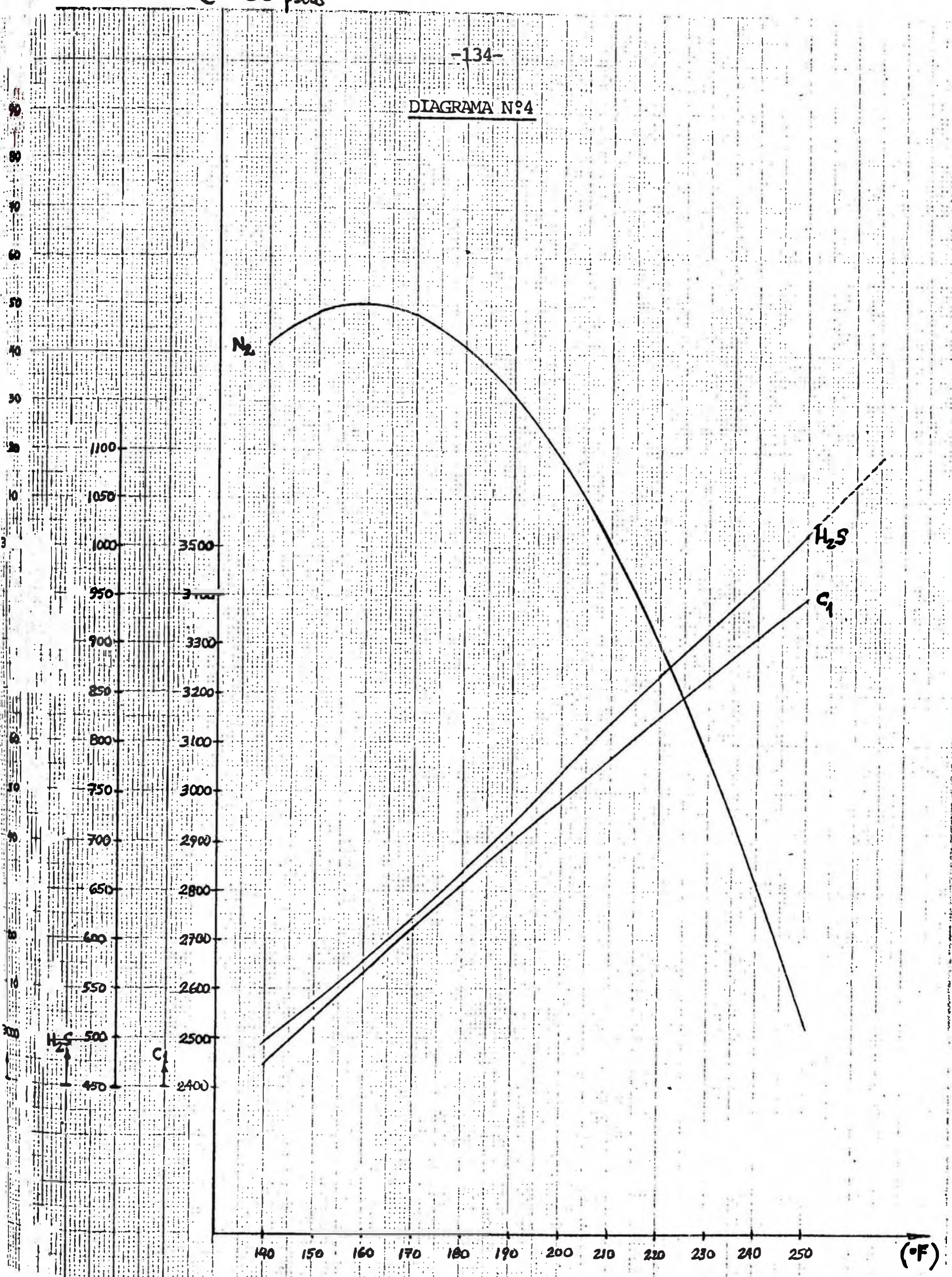


(°F)

KP @ 230 psia

-134-

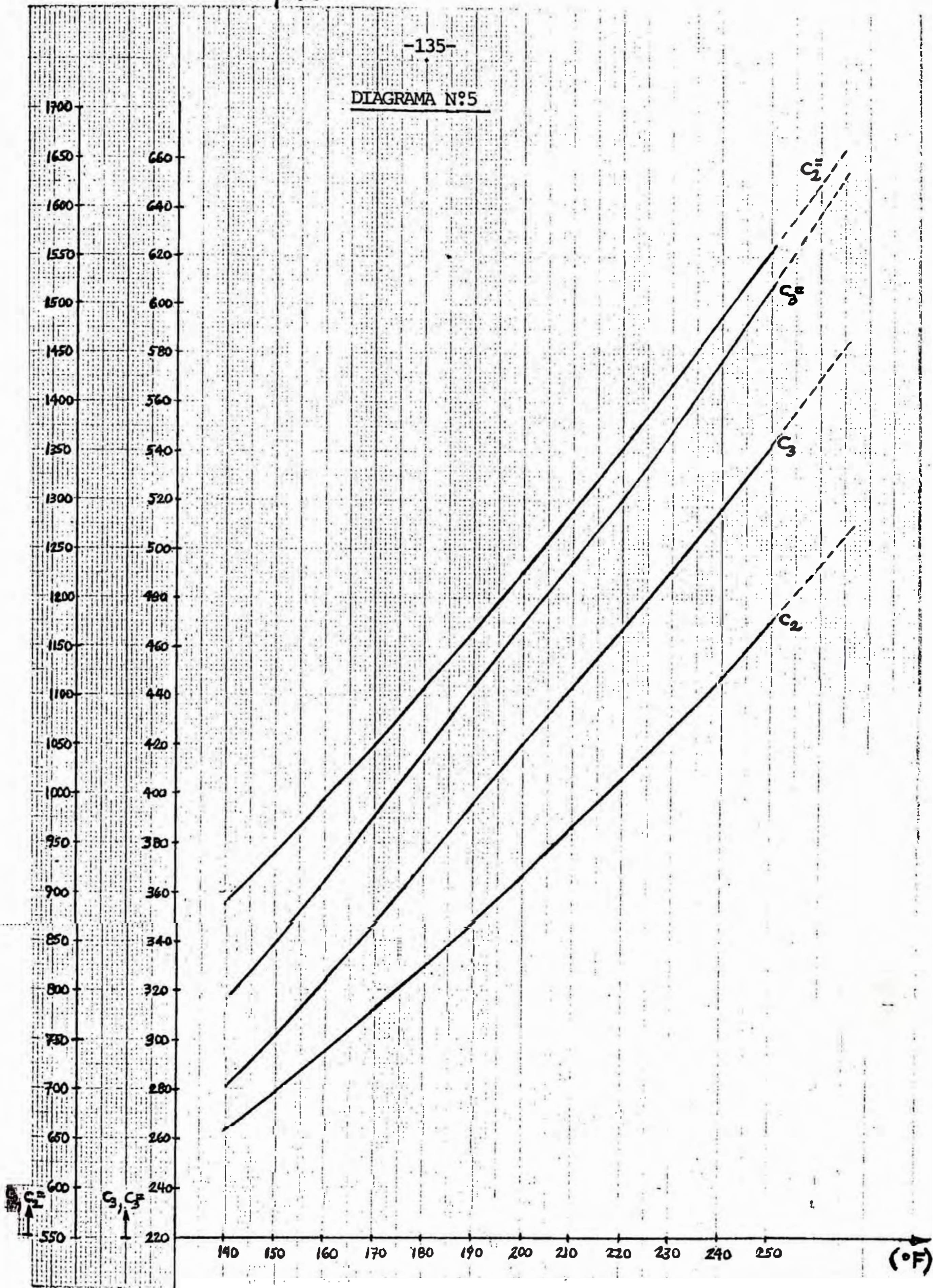
DIAGRAMA N°4



230 psia

-135-

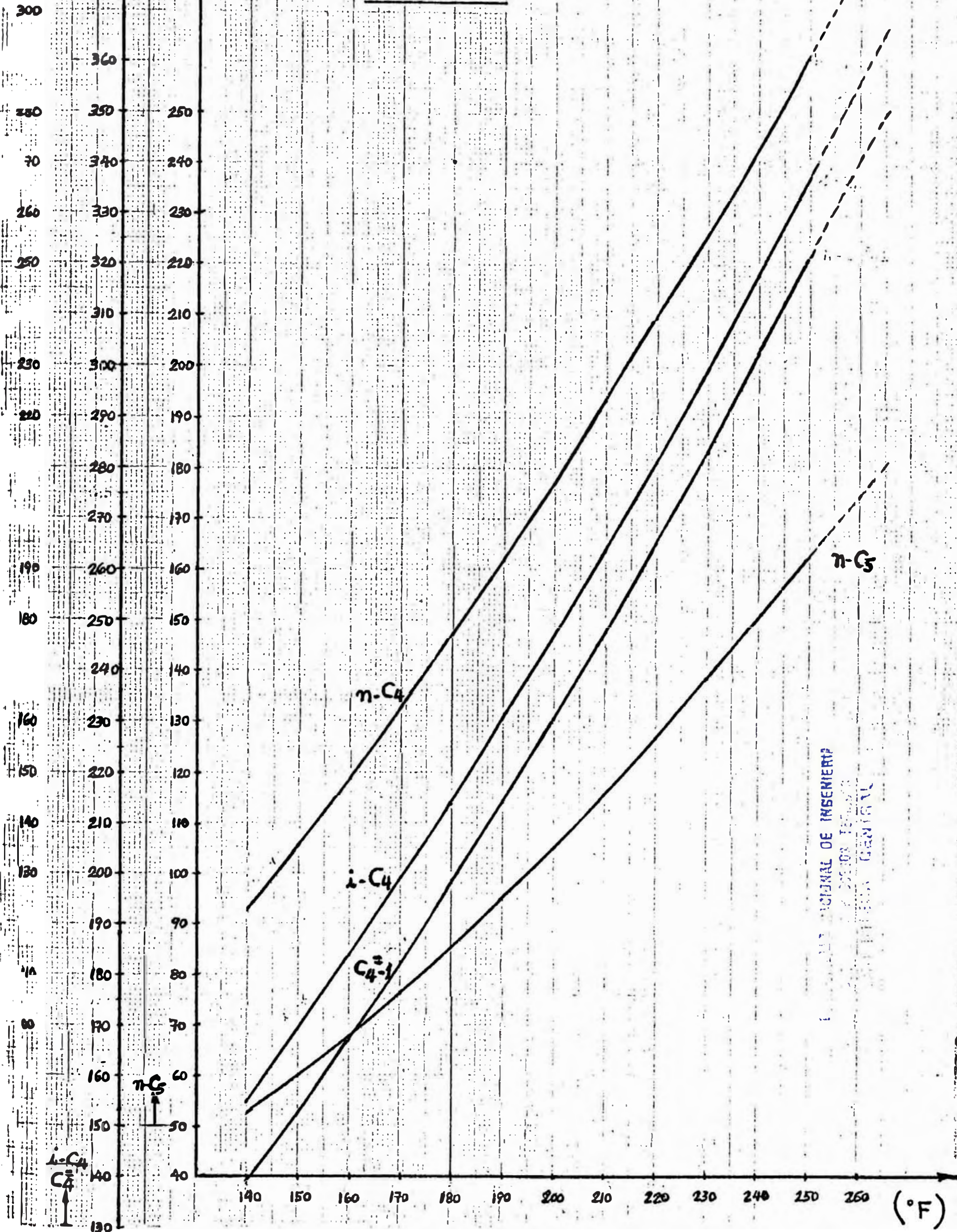
DIAGRAMA N°5



KP @ 230 psia

-136-

DIAGRAMA N° 6



INSTITUTO NACIONAL DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS Y TECNOLÓGICAS

DIAGRAMA N°7

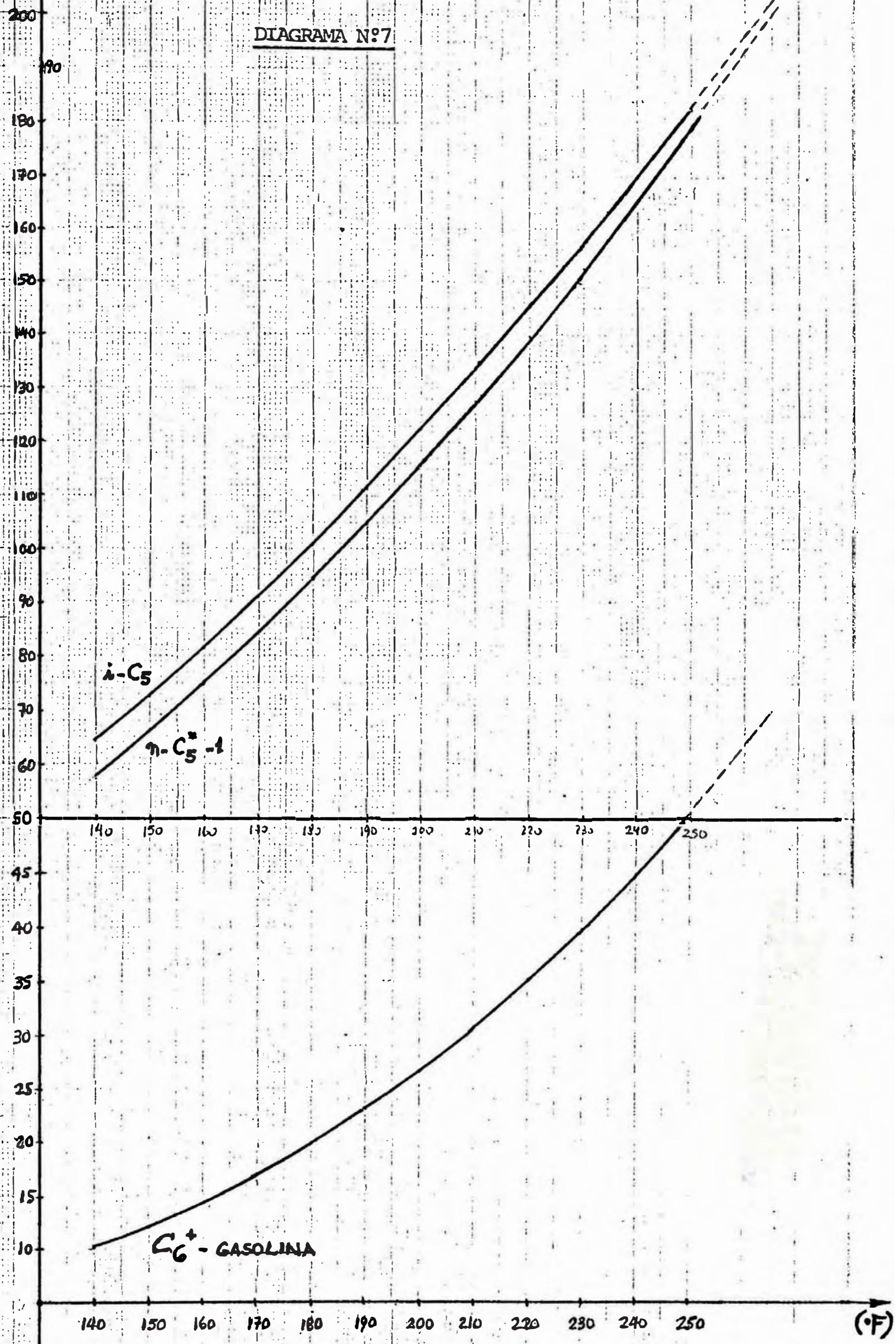
C_5^- , $C_5^=$

$\lambda - C_5$

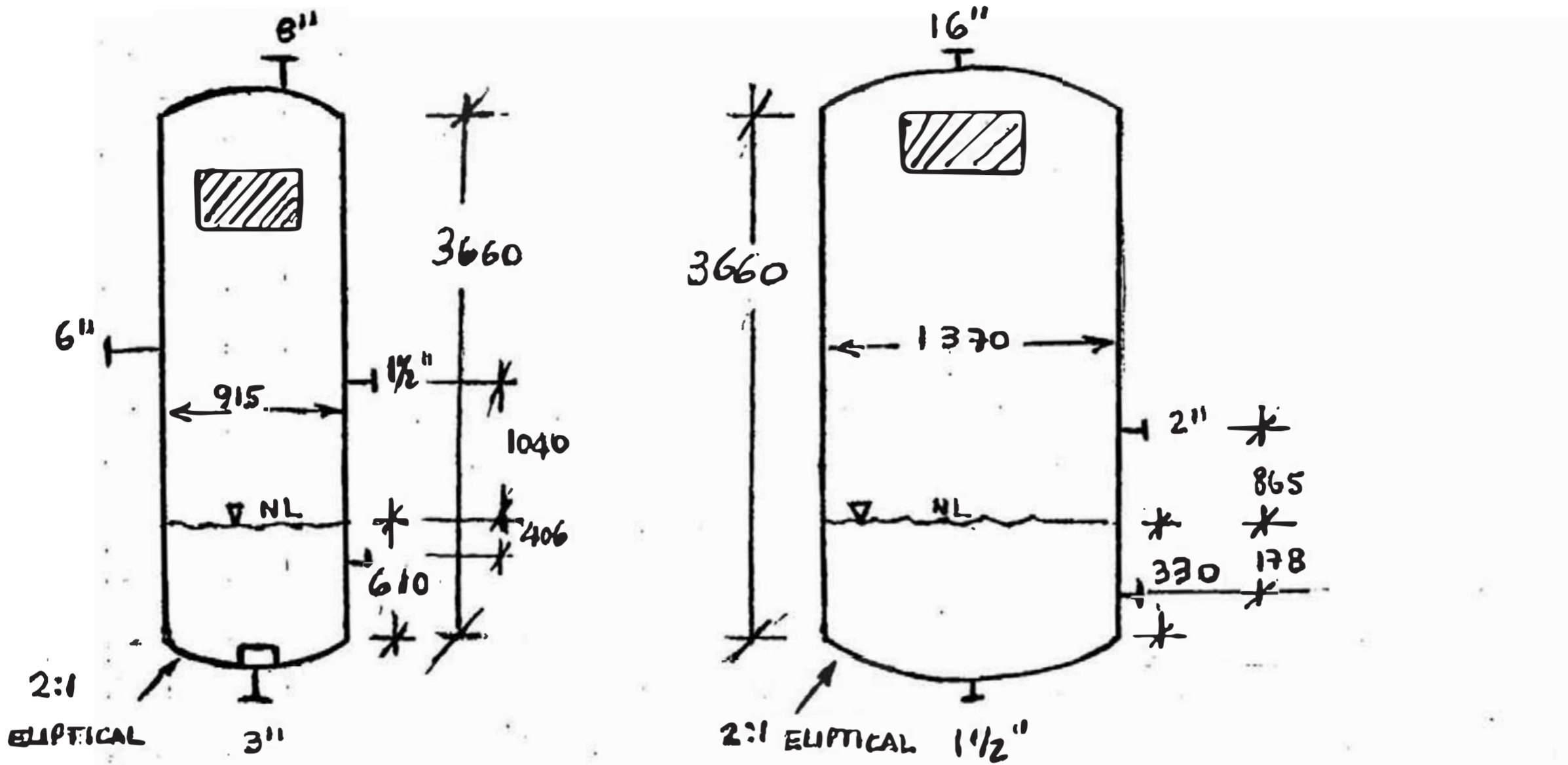
$\eta - C_5^+ - 1$

C_6^+ - GASOLINA

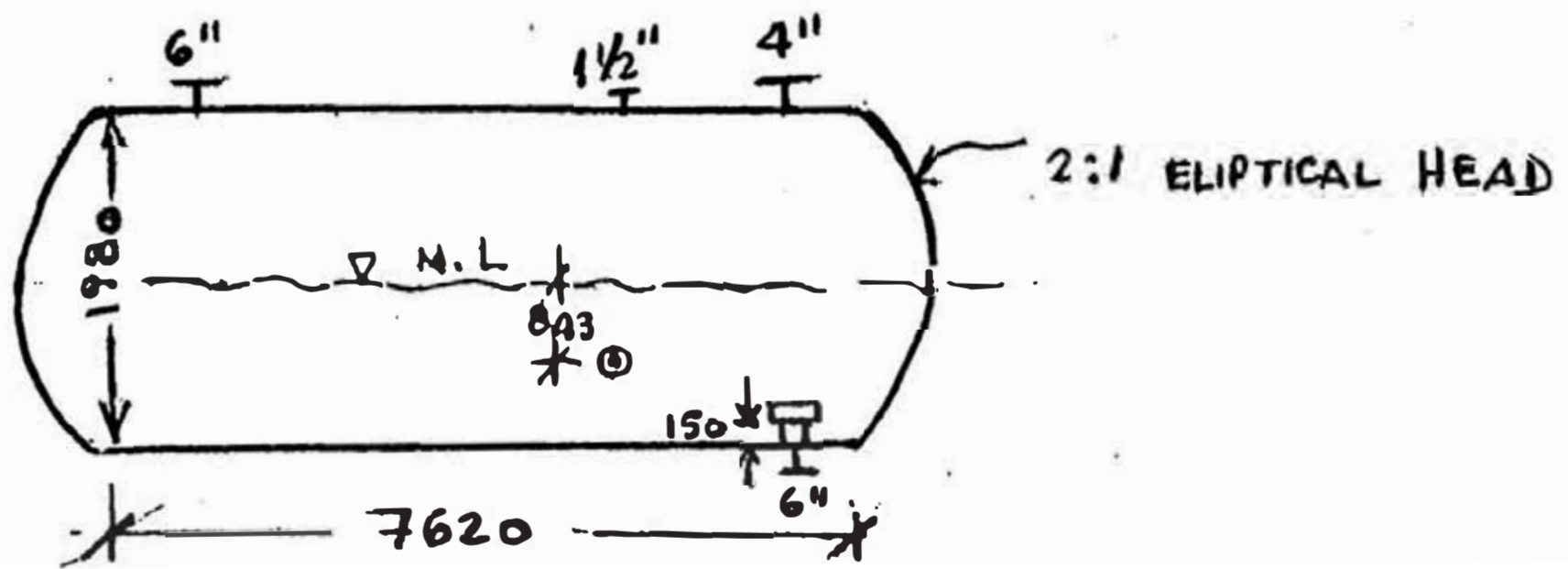
C_6^+



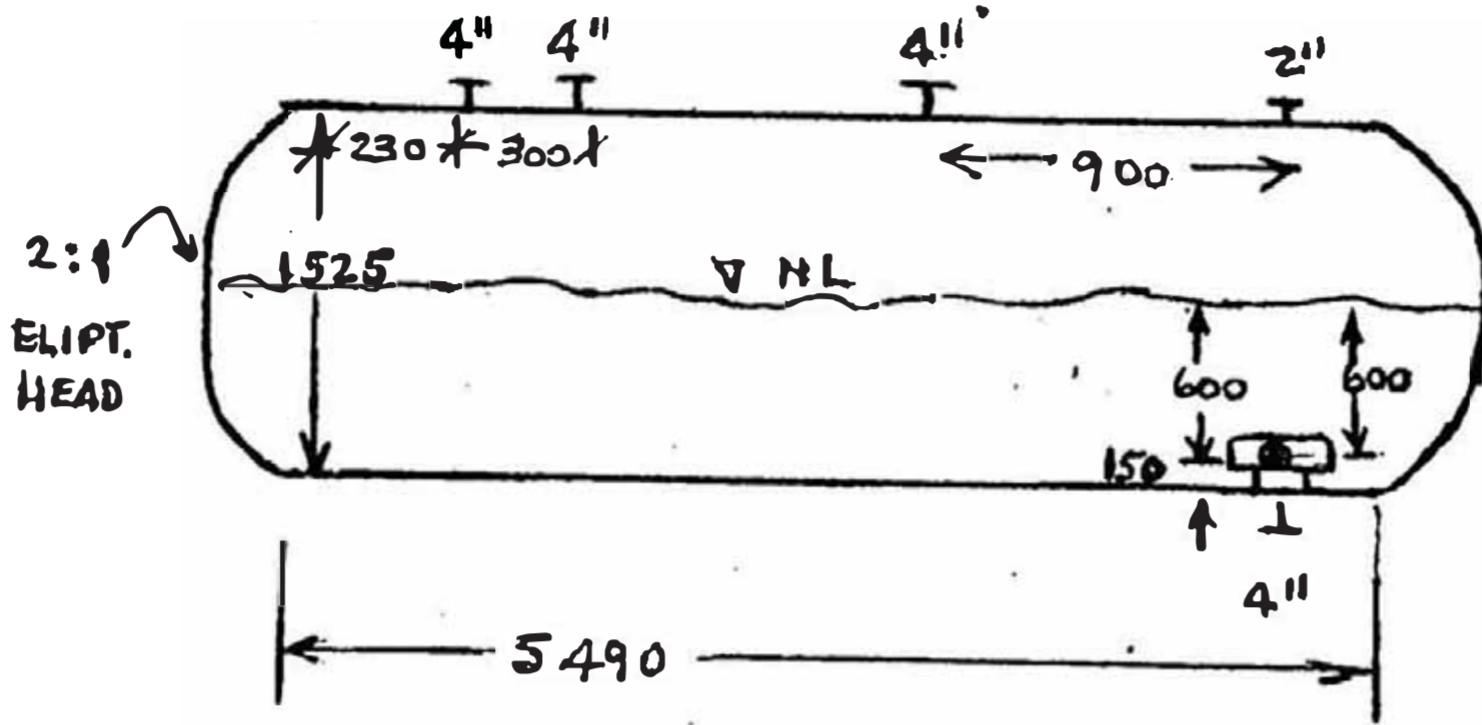
DRUM DE INTERETAPA DE COMPRESION (14-D2)
DRUM DE SUCCION DE COMPRESION (14-D1)



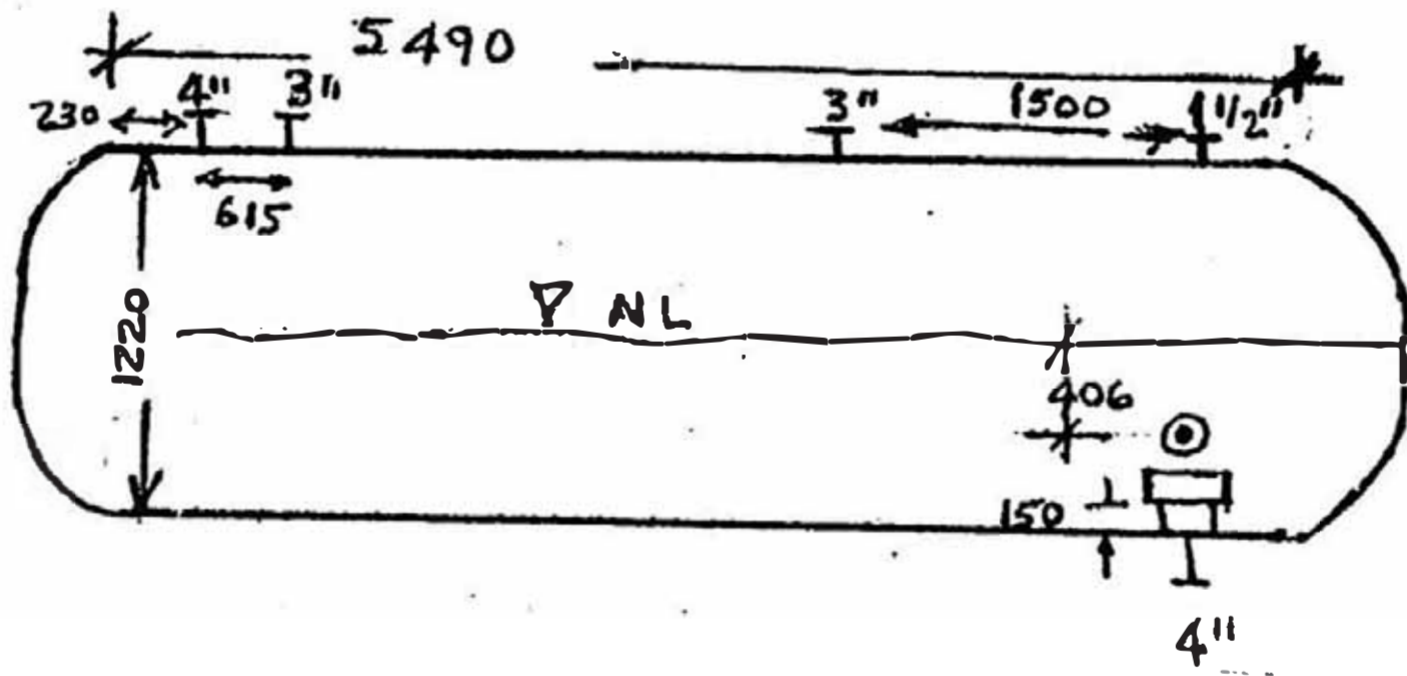
DRUM DE ALTA PRESION (14-D3)



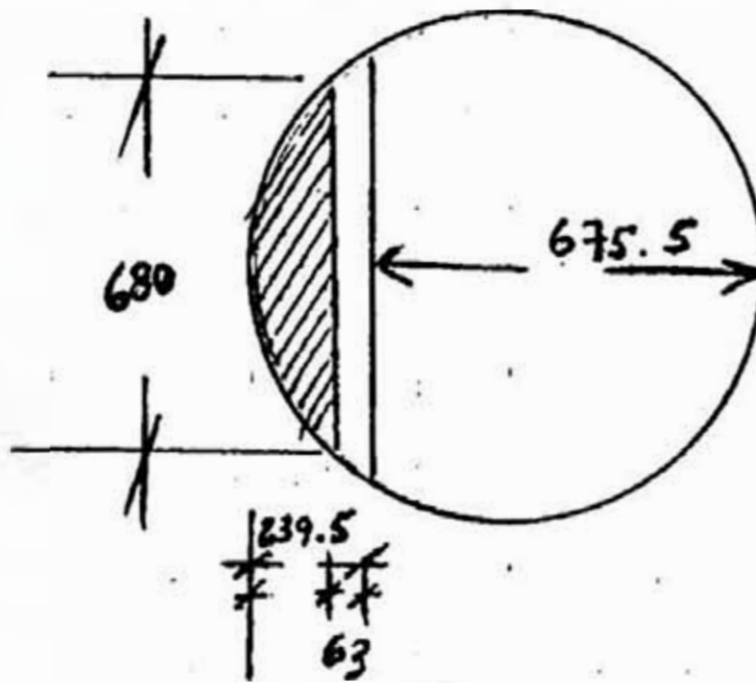
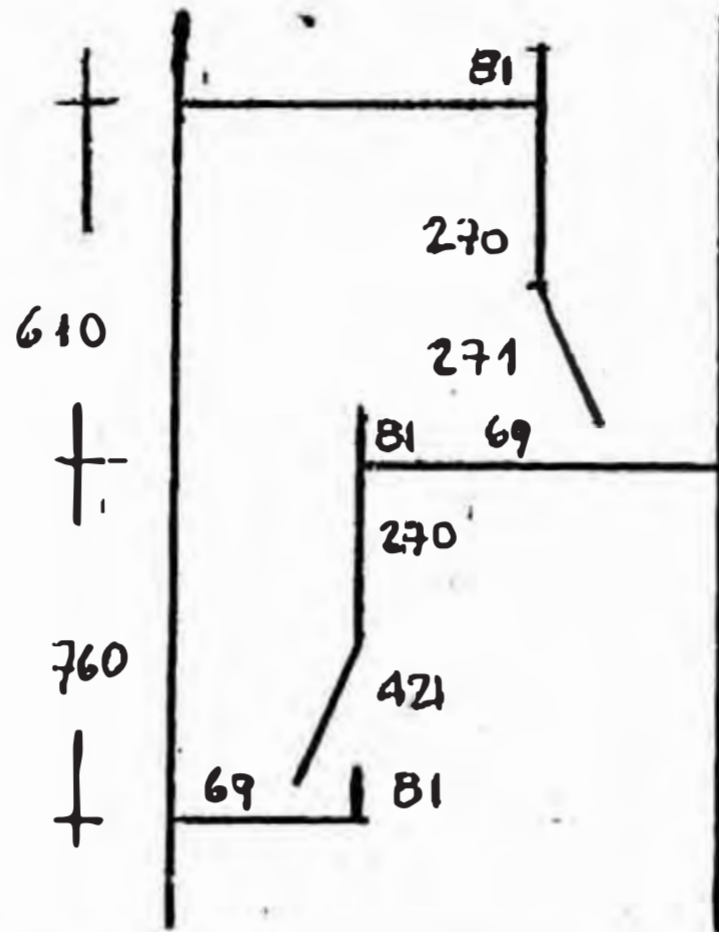
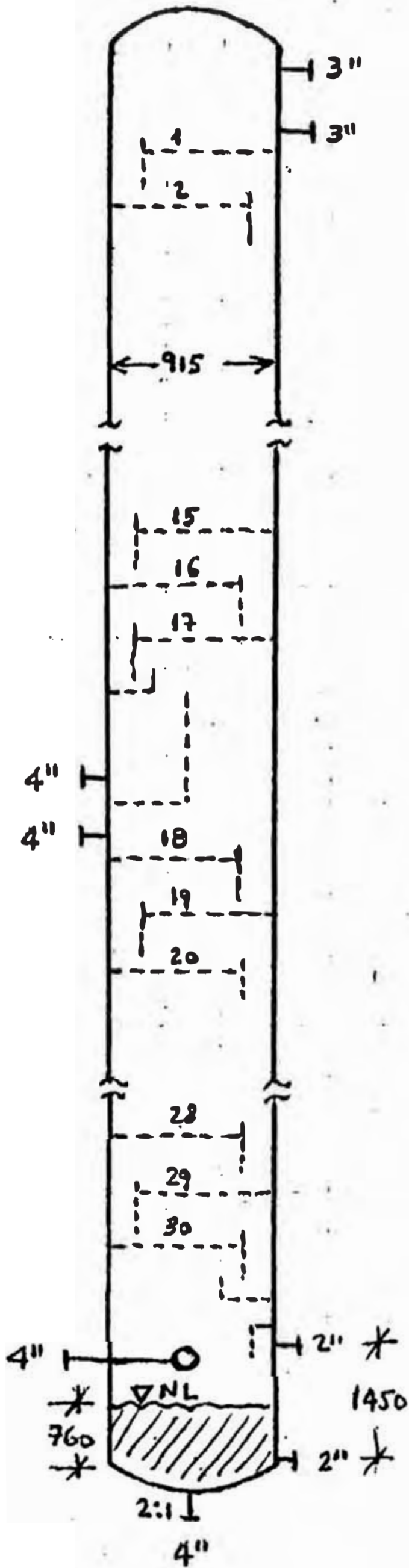
DEBUTANIZER RECEIVER



DEPROPANIZER RECEIVER



ABSORBEDOR PRIMARIO

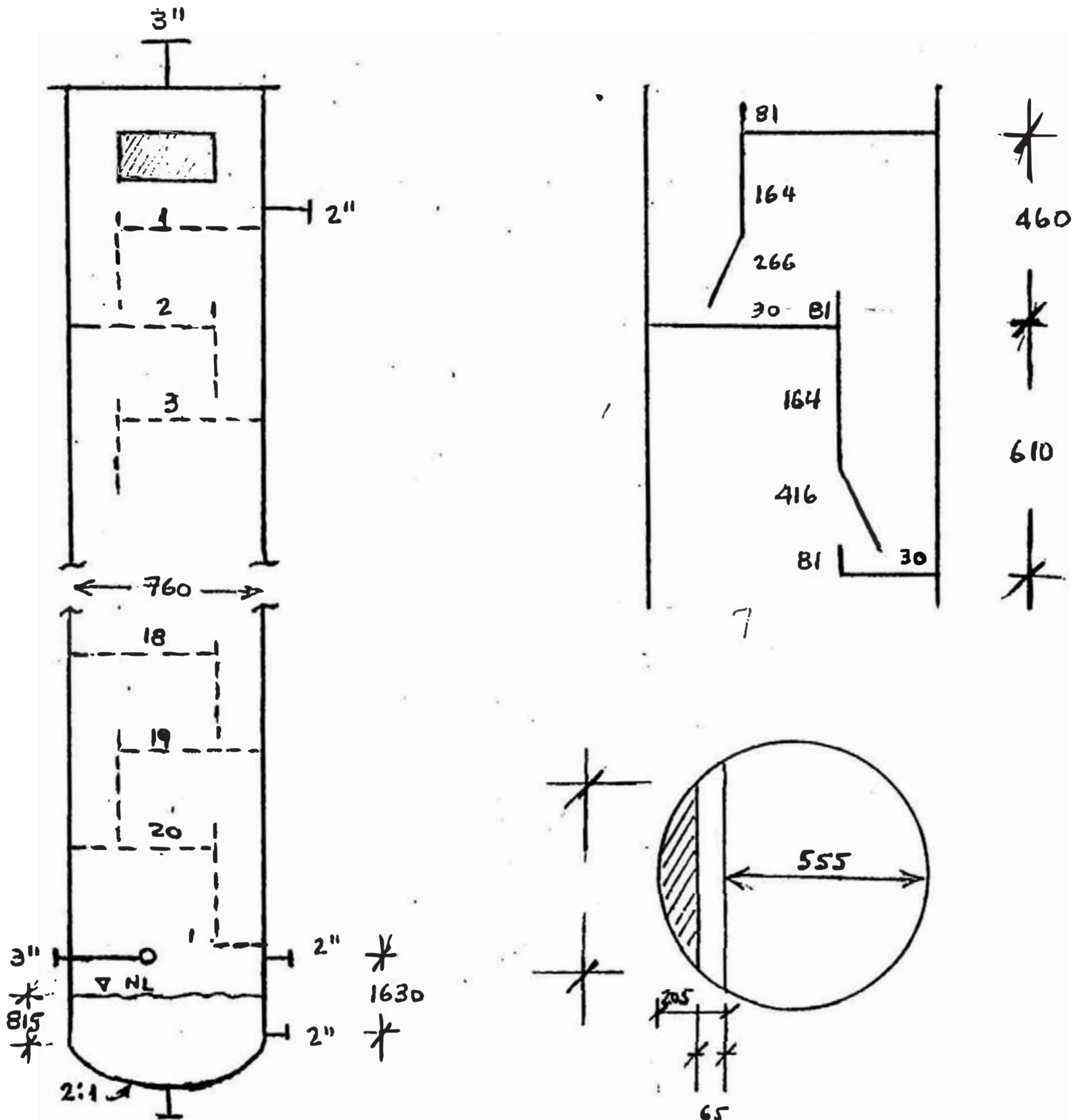


ID = 3'-0"

AREA ENCASCADA = 5.57 pie²
 LONG. WEIR = 2.23 pies

(neto)
 (zona inferior del weir)

ABSORBEDOR DE ESPONJA



ID = 2'-6"

AREA ENCASCADA = 3.86 pie²

LONG. WEIR = 2.2 pies

STRIPPER REBOILER

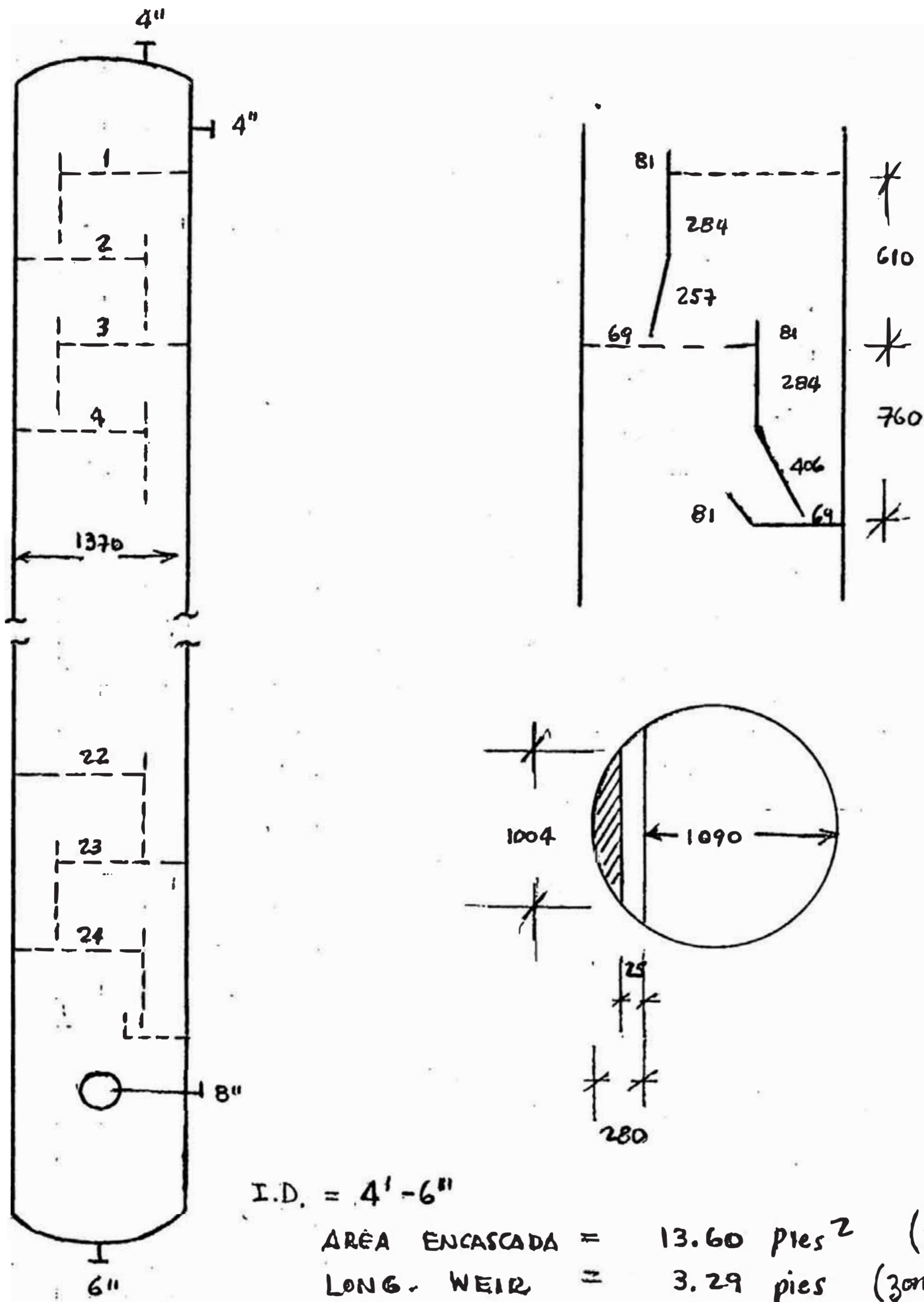
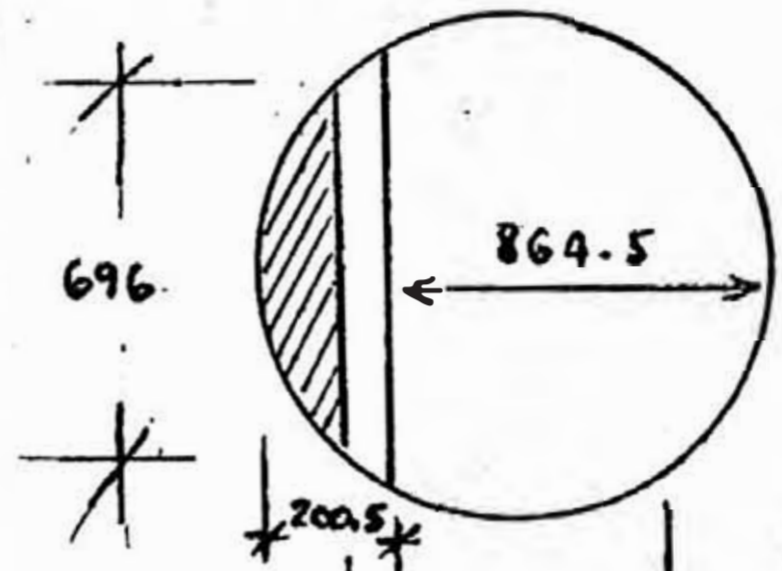
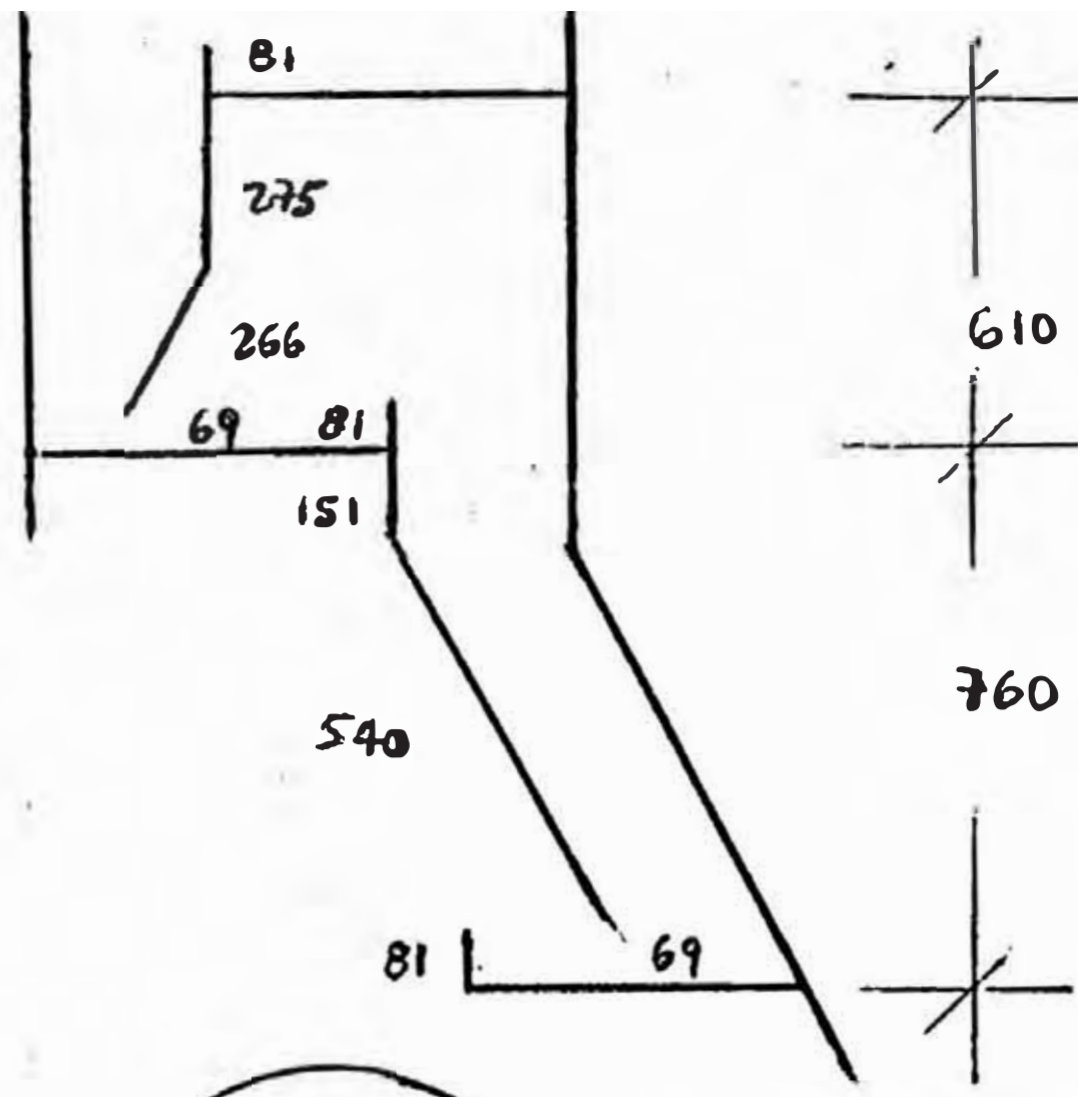
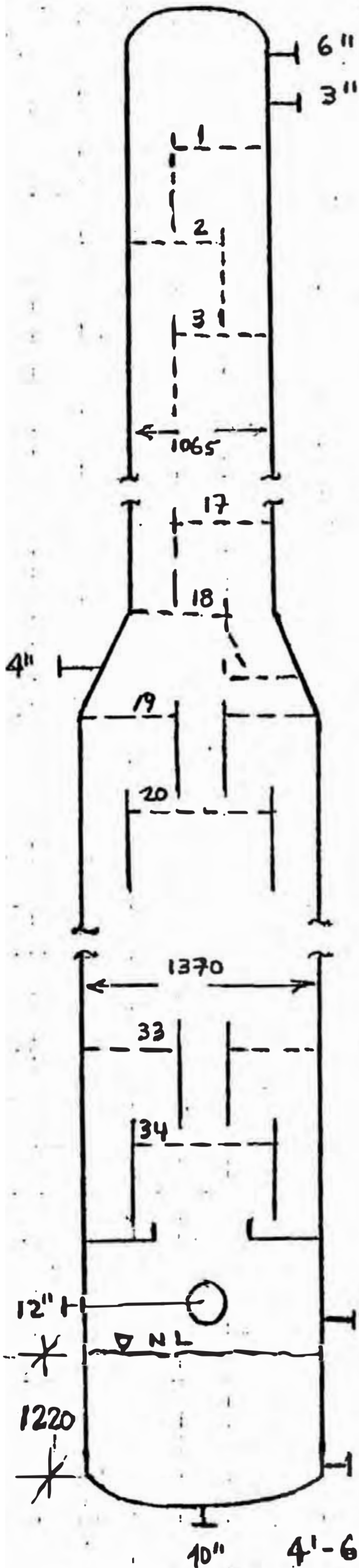
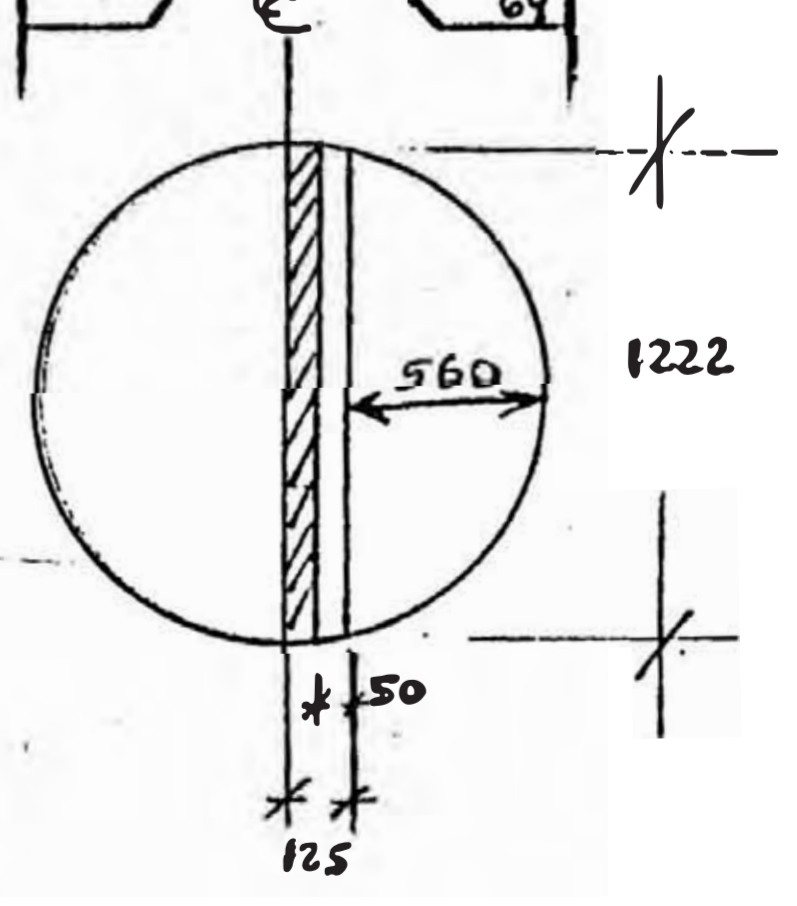
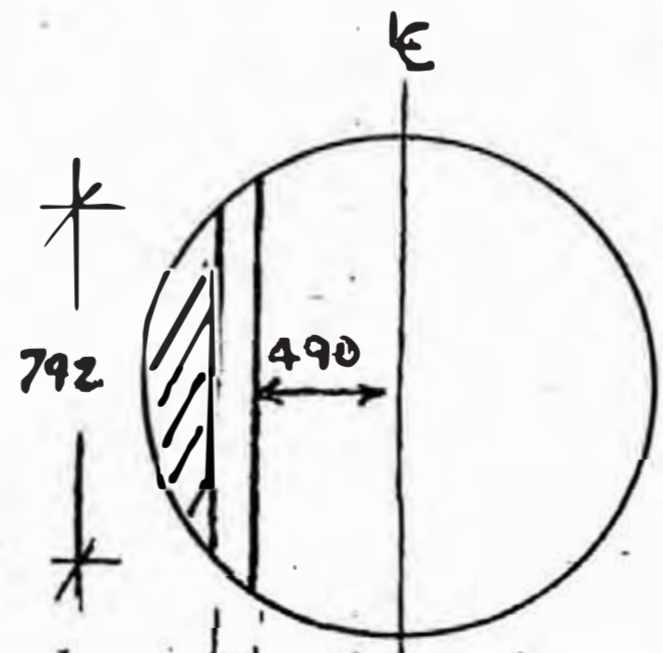
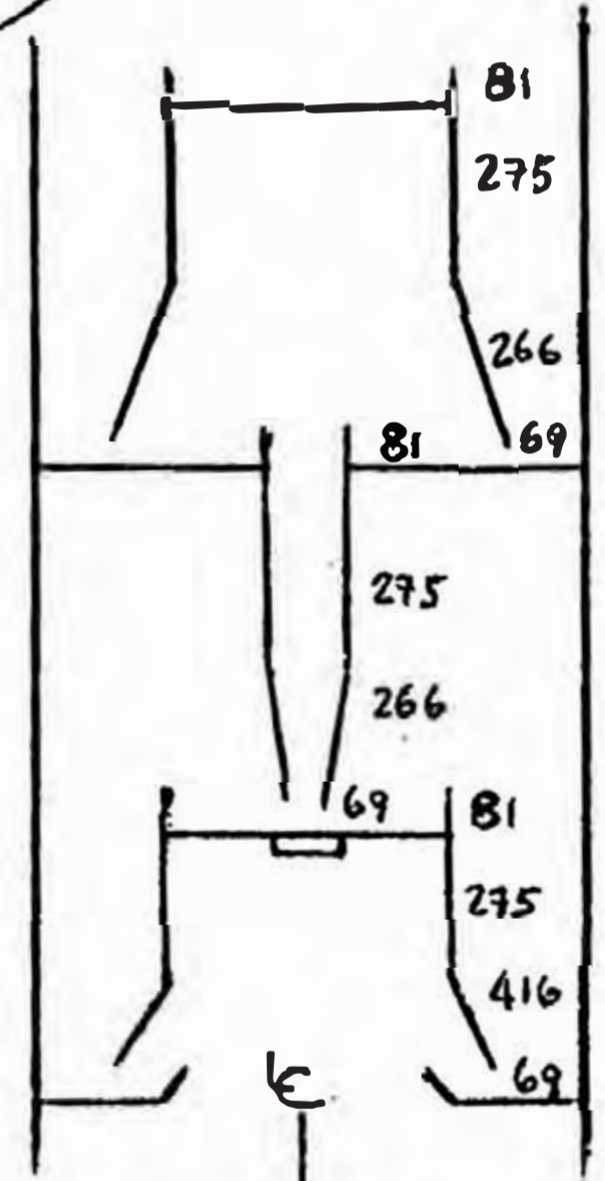


DIAGRAMA N° 12

DEBUTANIZADORA



3'-6"
 AREA ENCASCADA = 8.32 (neto) pie²
 LONG. WEIR = 2.28 pies
 A_{DOWNCOM.} = 1.30 pie²



4'-6"
 AREA ENCASCADA = 13.1/122 pie²
 LONG. WEIR = 5.20/8.02 pies
 2 A_{DOWNCOM.} = 2.80 pie²

DIAGRAMA N° 13

DE PRO PANIZADORA

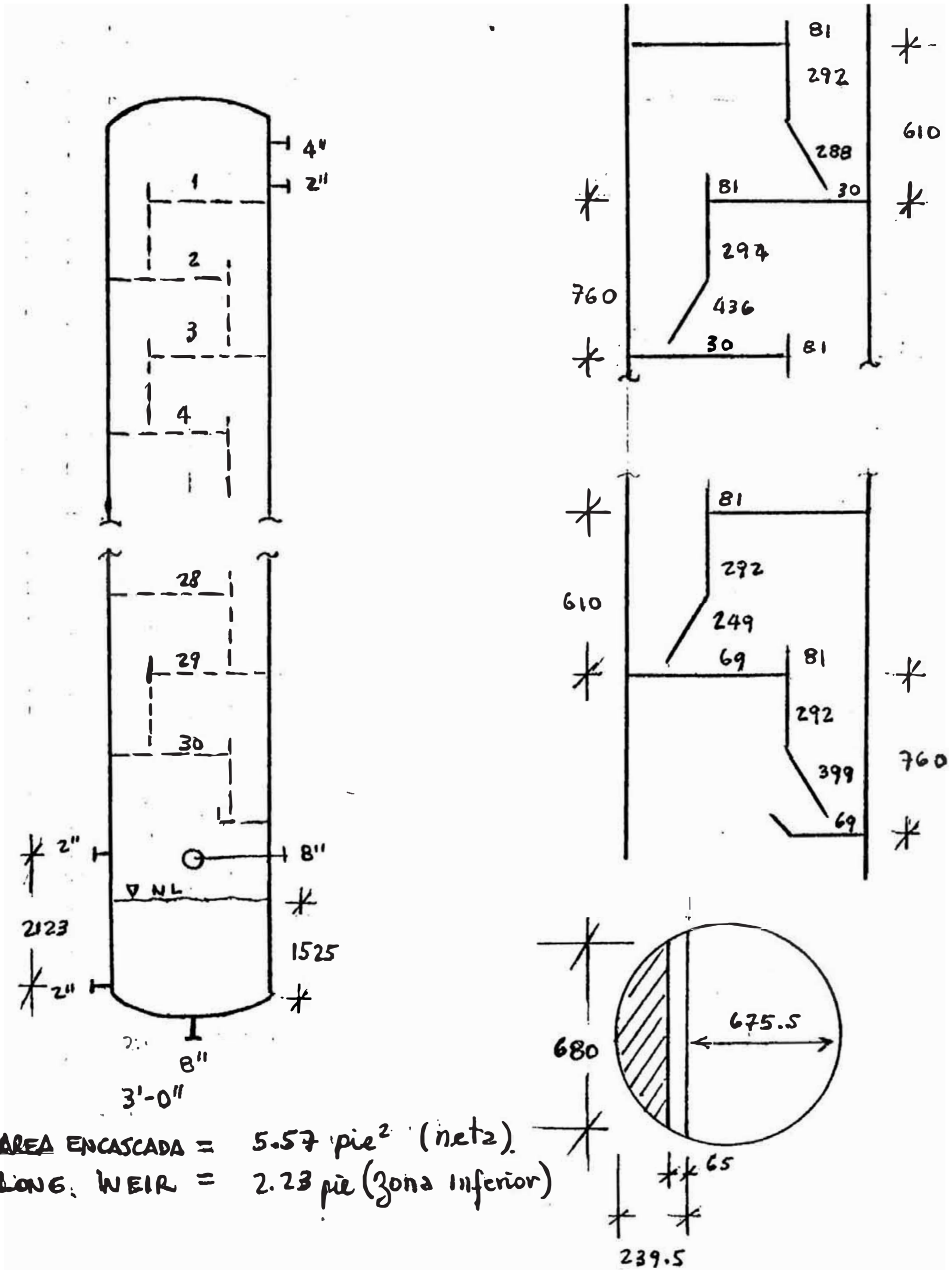


DIAGRAMA N° 14

COLUMNA SECADORA DE PROPANO

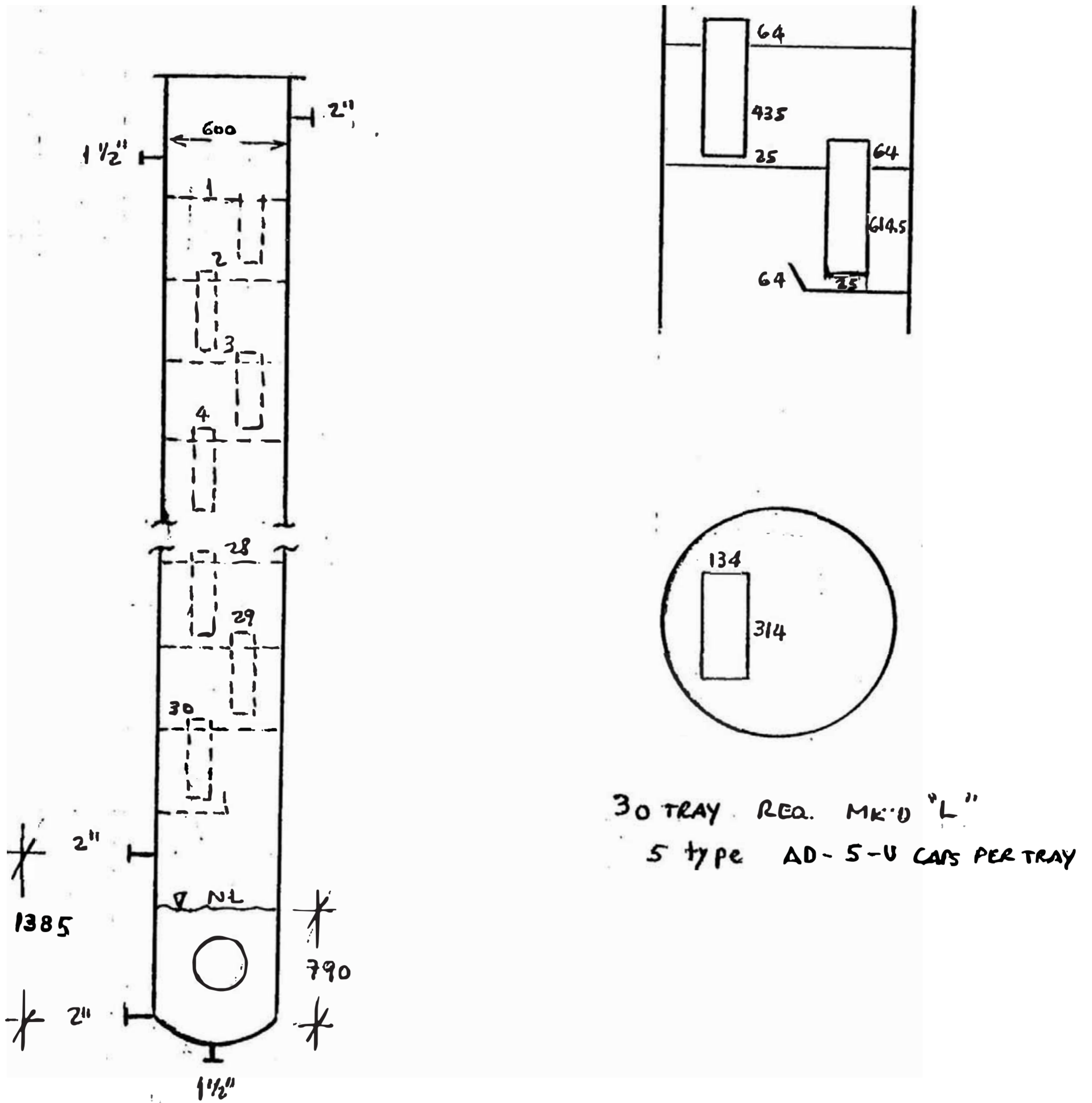


DIAGRAMA N° 15

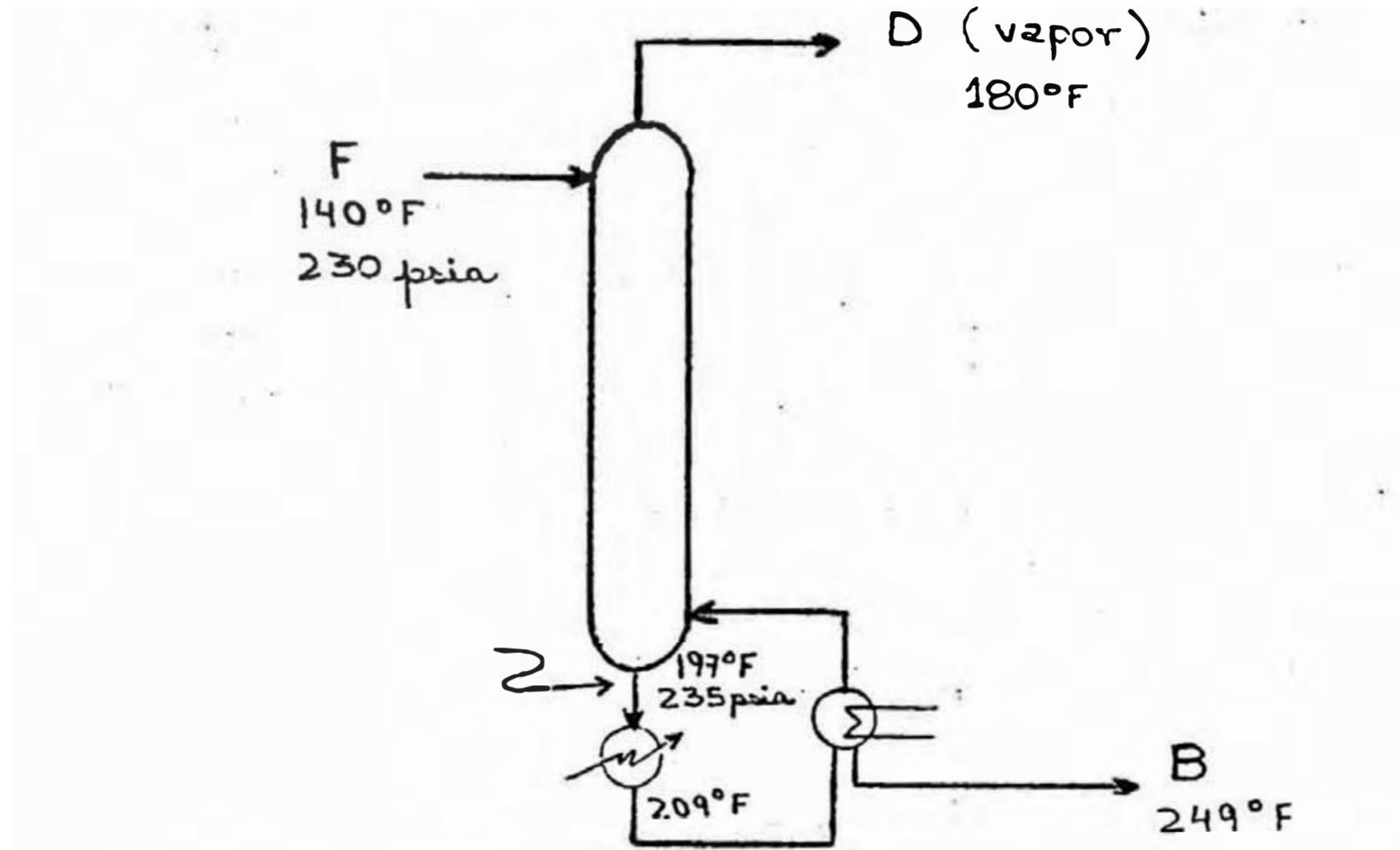
-146-

ANEXOS

ANEXO 1

CALCULO DE CONDICIONES EN EL STRIPPER-REBOILER

Flash de la carga



<u>Cpte</u>	<u>F</u>	<u>D</u>	<u>B</u>
N ₂	3.12	3.12	-
H ₂ S	22.54	22.02	0.52
H ₂	1.26	1.26	-
C ₁	28.03	28.03	-
C ₂	73.80	73.50	0.30
C ₂ ⁼	42.04	42.03	0.01
C ₃	123.87	78.88	44.99
C ₃ ⁼	287.65	187.86	99.79
n-C ₄	57.58	17.14	40.44
i-C ₄	131.28	43.69	87.59
C ₄ ⁼	111.29	43.55	67.74
n-C ₅	15.42	1.86	13.56
i-C ₅	98.05	14.87	83.18
C ₅ ⁼	61.76	10.90	50.86
C ₆ ⁺	<u>465.47</u>	<u>12.28</u>	<u>453.19</u>
	1523.16	580.99	942.17

1. Punto de rocío del producto de tope (I= 230 psia)

Cpte	D	(Yi)D	K _{rao} F	Xi=Yi/Ki	K _{rao} F	Yi	K _{rao} F	Yi
N ₂	3.12	0.0054	13.658	0.0004	13.687	0.00039	13.690	0.00039
H ₂ S	22.02	0.0379	2.913	0.0130	2.709	0.01399	2.665	0.01422
H ₂	1.26	0.0022	64.391	0.00003	66.043	0.00003	66.370	0.00003
C ₁	28.03	0.0482	12.217	0.0039	11.839	0.00407	11.761	0.00410
C ₂	73.50	0.1265	3.587	0.0353	3.391	0.03730	3.357	0.03768
C ₂ ^F	42.03	0.0723	4.813	0.0150	4.565	0.01584	4.513	0.01602
C ₃	78.88	0.1358	1.613	0.0842	1.509	0.08999	1.491	0.09108
C ₃ ^F	187.86	0.3233	1.813	1.1783	1.696	0.19063	1.674	0.19313
n-C ₄	17.14	0.0295	0.770	0.0383	0.708	0.04167	0.696	0.04239
i-C ₄	43.69	0.0752	0.933	0.0806	0.865	0.08694	0.852	0.08826
C ₄ ^F	43.55	0.0750	0.863	0.0869	0.793	0.09458	0.780	0.09615
n-C ₅	1.86	0.0032	0.370	0.0086	0.3304	0.00969	0.323	0.00991
i-C ₅	14.87	0.0256	0.439	0.0583	0.396	0.06465	0.388	0.06598
C ₅ ^F	10.90	0.0188	0.410	0.0459	0.367	0.05123	0.359	0.05237
C ₆₊	12.28	0.0211	0.087	0.2425	0.074	0.28514	0.071	0.29718
	580.99	1.0000		0.8912		0.98614		1.00889

→ T_{rocío} = 169° F } El considerar 180 F en el balance nos hace sobrediseñar en algo el enfriador de alta presión.

2. Punto de burbuja del producto de fondos

Cpte	B	(Xi)B	K _{rao} F	Yi=KiXi	K _{rao} F	Yi	K _{rao} F	Yi
N ₂	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	0.52	0.00055	4.413	0.00243	4.63	0.00255	4.761	0.00262
H ₂	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₁	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₂	0.30	0.00032	5.109	0.00163	5.370	0.00172	5.500	0.00176
C ₂ ^F	0.01	0.00001	6.761	0.00007	7.065	0.00007	7.217	0.00007
C ₃	44.99	0.04775	2.361	0.11274	2.478	0.11832	2.535	0.12105
C ₃ ^F	99.79	0.10591	2.639	0.27950	2.770	0.29337	2.835	0.30025
n-C ₄	40.44	0.04292	1.265	0.05429	1.348	0.05786	1.387	0.05953
i-C ₄	87.59	0.09297	1.467	0.13639	1.550	0.14410	1.591	0.14792
C ₄ ^F	67.74	0.07190	1.400	0.10066	1.483	0.10663	1.524	0.10958
n-C ₅	13.56	0.01439	0.709	0.01020	0.761	0.01095	0.787	0.01132
i-C ₅	83.18	0.08829	0.796	0.07028	0.852	0.07522	0.883	0.07796
C ₅ ^F	50.86	0.05398	0.778	0.04200	0.841	0.04540	0.872	0.04707
C ₆₊	453.19	0.48101	0.2196	0.10563	0.248	0.11929	0.261	0.12554
	942.17	1.00000		0.91582		0.97548		1.00467

→ T = 265° F

3. Datos de propiedades de los componentes, usados en los cálculos

C _{pte}	P.M.	lb. a 60°F gal	P _c , psia	T _c , °R
N ₂	28.500	1.319	492.45	227.2
H ₂ S	34.082	6.676	1302.83	672.7
H ₂	2.016	-	188.16	60.0
C ₁	16.042	2.500	667.8	343.4
C ₂	30.068	2.962	707.8	550.1
C ₂ [≡]	28.052	3.000	729.8	508.6
C ₃	44.094	4.223	616.3	666.0
C ₃ [≡]	42.078	4.343	669.0	656.9
n-C ₄	58.120	4.865	550.7	765.7
i-C ₄	58.120	4.686	529.1	735.0
C ₄ [≡]	56.104	5.004	583.0	755.6
n-C ₅	72.146	5.251	488.6	845.7
i-C ₅	72.146	5.199	490.4	829.1
C ₅ [≡]	70.135	5.374	590.0	836.9
C ₆ ⁺	110.00	6.564	396.0	1020.0
ICO	190.00	7.841		

ANEXO 2

DRUM DE SUCCION DE COMPRESION (14-D1)

Entrada del gas : CFS = 32.8

$$\rho_v = 0.197 \text{ lb/ft}^3 = 0.20 \text{ lb/ft}^3$$

$$T = 100^\circ\text{F}$$

$$P = 12 \text{ psig}$$

$$\rho_L = 45.39 \text{ lb/ft}^3$$

Dimensiones : D = 4.5 pies

$$L = 12 \text{ pies (sin heads)}$$

$$A_{\text{secc. Transv.}} = 15.9 \text{ pies}^2$$

$$\text{Veloc. crítica} = V_c = 0.157 \sqrt{\frac{45.39 - 0.20}{0.20}} = 2.36 \text{ pie/seg}$$

$$\text{Veloc. permisible máx} = 1.2 V_c = 2.83 \text{ pie/seg}$$

$$\text{Diámetro interno Drum} = 4.5 \text{ pies (4' 6")} = A_{st} = 15.9 \text{ pies}^2$$

$$\text{Velocidad actual} = \frac{\text{CFS}}{A_{st}} = \frac{32.8}{15.9} = 2.06 \text{ pie/seg}$$

$$V_{\text{actual}} < V_{\text{máx}} \text{ (Usando sedimentación por gravedad solamente)}$$

Para Mesh Blanket (malla)

$$V_{\text{máx}} = 0.35 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$5.26 \text{ pie/seg}$$

Valor recomendado en este caso : 70 - 75% $V_{\text{máx}}$

$$V_{\text{actual recom}} = 3.68 - 3.95 \text{ pie/seg}$$

Conclusión

No hay problema con la velocidad del vapor.

ANEXO 3

BHP DE LOS COMPRESORES RECIPROCANTES PARA LA AMPLIACION DE
LA UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES A 8 MBPD
(1^{er} Método)

ETAPA		PRIMERO	SEGUNDO
SYMBOL			
Qb	Million SCFD	4.88	4.32
Ts	° Rankine	560	560
Ps	PSIA	26.7	75.7
Pd	PSIA	85.7	229.7
r	Pd/Ps	3.21	3.03
K	Cp/Cv	1.112	1.119
M.W.	Peso molecular	42.9	39.6
S.G.	Grav. específica	1.48	1.37
Zs	Fact. compresib. en succión	0.98	0.96
Zd	Fact. compresib. en descarga	0.96	0.90
Zav	Fact. compresib. promedio	0.97	0.93
Qs	CFM en la succión $\frac{\text{SCFD (14.7) (Ts) Zs}}{1440 (\text{Ps}) 520}$	1969	602
m	$\frac{K - 1}{K}$	0.101	0.106
Td	$r^m(Ts)$	630	630
(A)	BHP/MM a 14.4 PSIA y Temperatura de succión.	58.0	55.0
(B)	Grav. específica corregida	11.4	10.6
(C)	$\frac{Qb(1.02)Ts}{10^6 520}$	5.36	4.75

ETAPA		PRIMERO	SEGUNDO
SYMBOL			
(D)	Añadir 5% si N.I.	-	-
(E)	Zay.	0.97	0.93
(F)	Pérdida en los engranajes 3% si se usa	-	-
BHP Req'd	$(A + E) \times C \times D \times E \times F$	361	290

ANEXO 4

14 - TRC - 45

Sobrepaso del intercambiador de precalentamiento de carga
el Stripper.

$$Q = 193$$

$$\Delta P_v = 15.5$$

$$G.E. = 0.645$$

$$C_v = 193 \sqrt{\frac{0.645}{15.5}} = 39.4$$

La válvula existente no servirá para las nuevas condiciones
se recomienda cambiar la válvula por una de 3" con portsize
2 1/2 ".

COEFICIENTES C_v PARA VALVULAS MASONELLAN

**ANNIN
CONTROL VALVE C_v**

VALVE SIZE	1000 & 1900 SERIES			
	FULL CAP	1ST	2ND	3RD
1/2	4	2	1.5	1
3/4	6	4	2.5	1.5
1	12	6	4	2.5
1 1/2	25	10	12	6
2	46	25	18	12
3	110	75	46	25
4	195	110	75	46
6	400	195	110	75
8	640	400	195	110
10	1000	640	400	195

* OTHER PORTED TRIM C_v RATINGS:
1ST, 2ND, 3RD, 4TH, 5TH, 6TH AND 7TH
† 1000 SERIES SIZES - 1/2" - 6" ONLY

VALVE SIZE	FULL CAP	3000 SERIES					
		STANDARD NOMINAL REDUCTIONS					
		1ST	2ND	3RD	4TH	5TH	6TH
1/2	2.5	1.5	1.0				
3/4	4.0	2.5	1.5	1.0			
1	5.6	4.0	2.5	1.5	1.0		
1 1/2	13	7.6	5.6	4.0	2.5	1.5	1.0

VALVE SIZE	FULL CAP	4500 SERIES				
		STANDARD NOMINAL REDUCTIONS				
		1ST	2ND	3RD	4TH	5TH
3/4	4.6	2.5	1.5	1.0	0.6	
1	7.6	4.6	2.5	1.5	1.0	0.6
1 1/2	19	13	7.6	4.6		
2	35	19	13	7.6	4.6	
3	76	50	35	19	13	
4	130	76	50	35	19	
6	290	195	130	76	50	
8	492	290	195	130	76	
10	770	492	290	195	130	

VALVE SIZE	FULL CAP	6500 SERIES				
		STANDARD NOMINAL REDUCTIONS				
		1ST	2ND	3RD	4TH	5TH
1	5.6	4.0	2.5	1.5	1.0	0.6
1 1/2	13	7.6	5.6	4.0	2.5	
2	22	13	7.6	5.6		
3	50	35	22	13		
4	60	50	35	22		
6	195	60	50	35		
8	335	195	60	50		

VALVE SIZE	1000 SERIES FULL CAP
3/4	6
1	12
1 1/2	31
2	50
3	130
4	220
6	470
8	780

VALVE SIZE	1000 SERIES MAX. C _v
1/2	.85
3/4	1.0
1	1.8
1 1/2	2.5

AVAILABLE C_v
2002, 2007, 2003, 2006, 21, 03, 08, 28, 12, 20, 38, 48, 10, 18, 25

VALVE SIZE	HIGH PRESSURE ORIFICE SIZE				
	1/4	3/8	1/2	3/4	1
1	1.5	3.4	5.2	10.8	
1 1/2	1.5	3.4	5.2	12.5	18
2	1.5	3.4	5.2	12.5	18

VALVE SIZE	ANGLE				
	1	1 1/2	2	3	4
1	1.5	3.4	5.4	11.2	
1 1/2	1.5	3.4	5.4	13	22
2	1.5	3.4	5.4	13	22

VALVE SIZE	24000 SERIES-BRONZE					SERV-O-MIXE ORIFICE SIZE
	1ST	2ND	3RD	4TH	5TH	
1/2	.23				6	1/16 .00016
	1.7					.0004
	3.2					.001
	5.4					
3/4	.23				8	3/32 .0025
	1.7					.0064
	6.3					.016
1	.23	11	14			1/8 .04
	1.7					.1
	6.3					.25
1 1/4		15	19			
1 1/2		23	28			
2		34	49			

* PER IN (1) ORIF. IN (1) FIRST PM IN (1)
VALVE SIZE OF ABOVE 1/4"

VALVE SIZE	VALVE SIZE	VALVE SIZE	VALVE SIZE	VALVE SIZE	
2	80	6	720	16	5100
2 1/2	125	8	1300	16	6500
3	180	10	2000	20	8000
4	320	12	2900	24	11500
5	500	14	3900		

REGULATOR C_v

REG. SIZE	11-11	31	227	525	535
1/2	11-12	202-21	414	526	536
3/4			22		
1	2	4.3	.19	2.7	
1 1/2	3.8	5.7	2	6	5
2	6.4	9.5	3.6	9	7
3	8.6	16	5.6	14	10
4	17	24	8	21	15
6	30	38	14	36	27
8		57		54	40
10		75		75	56
12		105		125	93

* SIZES 1/2 - 2" ONLY

REG. SIZE	11-11	31	227	525	535
1/2	17.1	17.2	33.1	77.1	77.3
3/4			33.2	77.2	77.4
1					
1 1/2					
2					
3					
4					
6					
8					
10					
12					

* 40, 40C, 42, 42C
RANGE
1.5 - 2.5

CONTROL VALVE C_v

VALVE SIZE	10000 SERIES			
	PLUGS	PLUGS	PLUGS	PLUGS
	122-124	121-123	132-134	131-133
	132-134	131-133	172-174	171-173
	172-174	171-173		
	FULL CAP		Point & Feed	
	DOUBLE PORTED	SINGLE PORTED	DOUBLE PORTED	SINGLE PORTED
3/4	8			
1	12	9		
1 1/4	18	14	7	5
1 1/2	28	21	11	8
2	48	36	19	14
2 1/2	72	54	29	22
3	110	75	44	30
4	195	124	78	50
6	450	270	180	108
8	750	490	300	193
10	1160	750	460	
12	1620	1060	650	
14	2000	1470		
16	2560	1920		

FOR 30 SERIES USE FIRST COLUMN ABOVE

VALVE SIZE	% PISTON TRIM SIZE				
	1/8	1/4	3/8	1/2	3/4
1/2	.23	.78	1.7	3.2	5.4
3/4	.23	.78	1.7	3.2	5.4
1	.23	.78	1.7	3.2	5.4

USE ABOVE FOR ALL BODY TYPES INCLUDING 45000 SERIES

VALVE SIZE	20000 SERIES				LOW FLOW		
	FULL CAP	STANDARD NOMINAL REDUCTIONS			ORIFICE SIZE	28000 SERIES	34000 SERIES
		1ST	2ND	3RD			
1/2	8				1/16	.07	.07
3/4	12	10			3/32	.2	.2
1	25	14	12				
1 1/2	46	25	18	12	1/8	.016	.016
2	110	46	25	12	3/16	.04	.04
3	195	110	46	25		.1	.1
6	400	195	110	46		.25	.25
8	640	400	195	110	1/4	.64	.64
10	1000	640	400	195		1.6	1.6
					3/8		3.5

VALVE SIZE OF ABOVE 1/2"

VALVE SIZE	10000 SERIES		15000 SERIES		3 WAY	SAUNDERS	
	FULL CAP	1ST	FULL CAP	1ST		1ST	FULL
1/2						7	5
3/4						12	8
1						20	13
1 1/2						30	22
2						50	40
3						75	60
4						120	100
6						165	135
8						230	200
10						330	280

SEE REVERSE SIDE FOR OTHER VALVES AND REGULATORS

Petróleos del Perú Centro de Capacitación	DISEÑO BASICO DE PROCESOS	Pág. N° IV.F.42
	F. Diseño y Selección de Válvulas de Control	Edición: Julio 1976 Revisión:
Cap. IV. Sección F.		

COEFICIENTES C_v PARA VALVULAS YAMATAKE - HONEYWELL

Table of Cv Coefficients

Valve size	Series 1400-		NY-11		Series 1000			3-Way Valve		Saunders Valve		
	Low Flow		Double Seated		Single Seated	Double Seated	Angle	Single Seat	Double Seat	Without Lining	With Rubber Lining	With Glass Lining
	M.F.	% V % C L.C.	% V % C	L.C.	% C L.C.	L %	L %					
	0.01	0.25										
	0.04	0.4										
	0.1	0.63										
		1.0										
		1.6										
		2.5										
		4.0										
		6.3										
		10										
½			4.5	5.5				4.5		7.1	5.2	8.7
¾			6.5	7.5				6.5		11.5	10.0	11.5
1			10	12	11	11	11	10		16.0	12.3	17.6
1½			16	19	17	17	17	16				
2			23	27	24	24	24	23		55.5	50	65
2½			40	48	44	44	44	40		67	62.5	105
3			63	75	68	68	68	63		116	112	137
4			90	108	99	99	99	90	70	282	267	320
5			160	190	175	175	175	160	130	384	300	455
6			250	300	275	275	275	250	200	542	452	650
8			360	430	395	395	395	360	270	810	658	920
10			640	760					480			
12			1000	1200								
12			1440	1728								

* M.F.: Micro Flow % V: Equal Percentage V Port % C: Equal Percentage Contoured L.C.: Linear Contoured

Valve Size	Butterfly Valve (Cv)	Leakage %
80	160	7.0
100	280	5.8
130	450	4.5
150	610	4.0
200	1040	3.0
250	1700	3.2
300	2480	2.7
350	3300	2.3
400	4350	3.0
450	5500	2.7
500	6800	2.4
550	8200	2.2
600	9800	2.0
650	11400	1.9
700	13300	1.8
800	17300	1.5
1000	27000	1.3

Leakage:

Single Seat Valve: 0.01% of Rated Cv

Double Seat Valve: 0.5% of Rated Cv

Saunders Valve:

Teflon Diaphragm 0.5% of Rated Cv

Neoprene Diaphragm 0.1% of Rated Cv

Butterfly Valve: Refer to table

ANEXO 5

Orificio FRC-107

Servicio : ALIMENTACION A DEPROPANIZADORA
 Tomas : En la brida.
 Fluido : Propanos y Butanos
 Flujo (máx) : 88.6 gpm = 710.695 ft³/hr (Q_{normal}/0.7)
 Presión :
 Temperatura : 110° F
 Sp.gr. : 0.510
 Viscosidad : 0.11 cp.
 Diámetro : 2.067 pulg
 D.N. : 2"

- i. $D^2 = 4.2725 \text{ pulg}^2$
- ii. $\gamma_F = G_E \times \rho_{H_2O} = 0.510 \times 62.4 = 31.824$
- iii. $hw = 200'' \text{ H}_2\text{O}$
- iv. $I = q_f / D^2 \sqrt{hw / \gamma_F} = 710.695 / 4.2725 \sqrt{200 / 31.824}$
 $I = 66.3535$
- v. $\beta = 0.540$ (I = 66.413 en tablas)
- vi. $hw = 200'' \text{ H}_2\text{O}$
- vii. $I = 66.354$
- viii. $R_D = 0.000132 q_f \gamma_F / D \mu$
 $q_f = 62 \text{ gpm} = 497.3262 \text{ ft}^3 / \text{hr} \leftarrow Q_{\text{normal}}$
 $\gamma_F = 31.824$
 $D = 2.067''$
 $\mu = 0.11 \times 2.09 \times 10^{-5} = 0.23 \times 10^{-5} \text{ lbf-sec/ft}^2$
 $R_D = 439,442$
- ix. $F_R = 0.9989$

x. $F_a = 1.0005$

xi. $I = q_f / F_R \times F_a \times D^2 \sqrt{hw / f_f}$

$$I = 710.695 / 0.9989 \times 1.0005 \times 4.2725 \sqrt{200 / 31.824}$$

$$I = 66.393$$

xii. $\beta = 0.540$ de tablas vs $B = 0.5446$ actual

Conclusión

Para que el medidor FRC-107 opere satisfactoriamente se debe : Aumentar el rango del diferencial del medidor a 200" H₂O , La caída de presión en el orificio para el nuevo flujo será (valor estimado) :

$$\begin{aligned} \Delta P &= 70.5'' \times \left(\frac{0.510}{0.524} \right) \left(\frac{62}{46} \right)^{1.84} = 118.8'' \text{ H}_2\text{O} \\ &= 4.29 \text{ psi} \end{aligned}$$

GLOSARIO

1. Estabilización de Gasolina: Proceso que tiene por objeto separar las fracciones más ligeras de la gasolina de destilación primaria, fracciones que causan que la Presión de Vapor Reid (PVR) de la gasolina esté por encima de los valores especificados por las normas.
2. Mercaptanos: Una de las cuatro grandes clases de compuestos sulfurados que intervienen bajo la forma de moléculas más o menos complejas en la composición del petróleo crudo. Fórmula general: $R - SH$.
3. Merox: Proceso de oxidación catalítica de mercaptanos, que hace uso de un catalizador para acelerar su transformación en disulfuros.
4. Platforming: Proceso de reformación catalítica que permite la transformación, con rendimientos relativamente buenos, de gasolinas pesadas de destilación primaria en una base carburante de elevado índice de octano.
5. Plomo Tetraetilico: Compuesto organo-metálico que añadido en pequeñas dosis a los carburantes inhibe la formación de peróxidos y retarda su detonación. Es así utilizado extensamente en refinerías para producir económicamente carburantes de índice de octano elevado.
6. Presión de Vapor Reid: Ensayo que indica, de una manera indirecta, el contenido de productos muy ligeros que condicionan la seguridad en el transporte, las pérdidas en el almacenamiento y la volatilidad de las gasolinas.

BIBLIOGRAFIA

1. Badger and Banchero, "Chemical Engineer's Handbook", Mc Graw-Hill Book Co., 1973
2. Clark-Davidson, "Manual for Process Engineering Calculations", Mc Graw-Hill Book Co., Ind. Edition, 1962
3. Holland, "Multicomponent Destillation", Prentice-Hall, 1963
4. Jones, E. A. "Design Engineering Seminar", UOP Process Division, 1975
5. Petr6leos del Per6 (Centro de Capacitaci6n), "Diseño B6sico de Procesos", PETROPERU, 1976
6. Refinería La Pampilla (Divisi6n de Operaciones y Secci6n Conversi6n), "Manual de Operaciones Unidad Craqueo Catalítico Fluido", PETROPERU
7. Smith, "Design of Equilibrium Stage Processes", Mc Graw-Hill Book co., 1963
8. Van Winkle, "Destillation", Mc Graw-Hill Book Co., 1967